



TUGAS AKHIR – TK 145501

**PABRIK CNG (*COMPRESS NATURAL GAS*) DARI GAS
ALAM DI SUBANG, JAWA BARAT**

**JEFRY NOVENANTO
NRP. 2312 030 046**

**FEBRINA BERTY A.
NRP. 2312 030 078**

**DOSEN PEMBIMBING
Ir. ELLY AGUSTIANI, M.Eng
NIP. 19580819 198503 2 003
WARLINDA EKA TRIASTUTI, S.Si, MT.
NIP. 198030308 201012 2 007**

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2015**



FINAL PROJECT TK 145501

***COMPRESSED NATURAL GAS PLANT FROM
NATURAL GAS IN SUBANG, WEST JAVA***

Jefry Novenanto
NRP. 2312 030 046

Febrina Berty A.
NRP. 2311 030 078

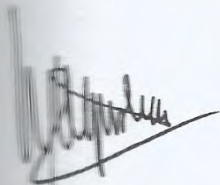
Lecturer
Ir. Elly Agustiani M., Eng.
Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT.

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK CNG (*COMPRESS NATURAL*
***GAS*) DARI GAS ALAM DI SUBANG,**
JAWA BARAT

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



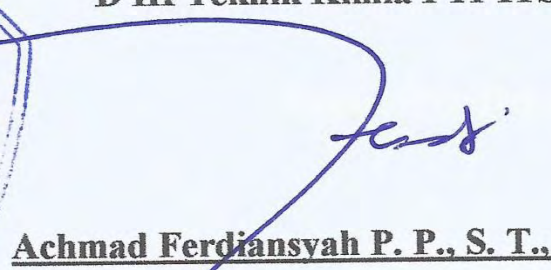
Dr. Elly Aguatiani M., Eng. Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT.
NIP. 19580819 198503 2 003 NIP. 198030308 201012 2 007

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS



Dr. Badi Setiawan, M.T.
NIP. 19540220 198701 1 001


Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul **“PABRIK CNG (COMPRESS NATURAL GAS) DARI GAS ALAM DI SUBANG, JAWA BARAT”**, yang disusun oleh :

Jefry Novenanto
Febrina Berty A.

(2312 030 046)
(2312 030 078)

**Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji**



Ir. Lily Pudjiastuti, MT
P. 19580703 198502 2 001



Ir. Budi Setiawan, MT.
NIP. 19540220 198701 1 001

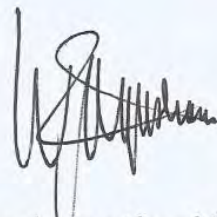
Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002



Ir. Elly Aguatiani M., Eng.
NIP. 19580819 198503 2 003

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul **"PABRIK CNG (COMPRESS NATURAL GAS) DARI GAS ALAM DI SUBANG, JAWA BARAT"**, yang disusun oleh :

Jeffry Novenanto
Febrina Berty A.

(2312 030 046)
(2312 030 078)

**Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji**



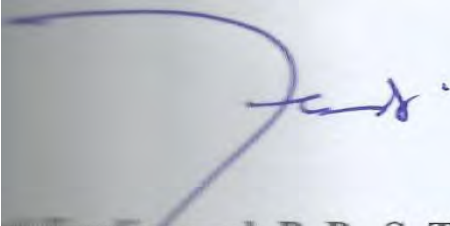
Ir. Lili Pudjiastuti, MT
NIP. 19580703 198502 2 001



Ir. Budi Setiawan, MT.
NIP. 19540220 198701 1 001

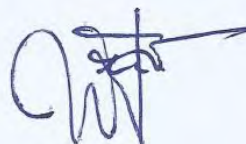
Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir



Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

Dosen Pembimbing



Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT.
NIP. 198030308 201012 2 007

PABRIK CNG(*COMPRESS NATURAL GAS*) DARI GAS ALAM DI SUBANG, JAWA BARAT

Nama Mahasiswa : Jefry Novenanto (2312 030 046)
: Febrina Berty A. (2312 030 078)
Jurusan : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustiani, M.Eng
: Warlinda EkaTriastuti, S.Si, MT.

ABSTRAK

CNG (Compressed Natural Gas) merupakan pengompresan dari gas methane (CH_4) dan gas ethane (C_2H_6) yang berasal dari gas alam dengan memberikan tekanan tinggi dan suhu rendah, yaitu 3600 psi dan $<50^\circ C$ untuk pengompresan gas alam yang dibeli dari plant PT. Pertamina di daerah Subang, Jawa Barat dan Perusahaan Gas Negara. Pembuatan CNG (Compressed Natural Gas) dari gas alam terdiri dari 3 Unit, yaitu Unit penghilangan gas asam dengan proses Chemical Solvent menggunakan solvent DEA, Unit Gas Dehydration dengan proses absorpsi menggunakan desikan cair TEG (Triethylene Glycol) dan Distilasi Fraksionasi, dan Unit Pengompresan dengan system Single Line Fast Fill menggunakan kompresor dengan pelumasan.

Didapatkan kapasitas produksi dari perhitungan neraca masa untuk pabrik CNG sebesar 11 MMscfd (Million standard cubic feet per day) atau 311485,4 m³/hari. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 24 jam/hari, 330 hari operasi/tahun. Bahan pembantu berupa DEA sebanyak 2611,584 Kg/hari, TEG 24984,319 Kg/hari, dan air sebesar 647,147 m³/hari.

Kata Kunci: CNG, Gas alam.

COMPRESS NATURAL GAS PLANT FROM NATURAL GAS IN SUBANG, WEST JAVA

Students : Jefry Novenanto (2312 030 046)
: Febrina Berty A. (2312 030 078)
Department : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Supervisor : Ir. Elly Agustiani, M.Eng
: Warlinda EkaTriastuti, S.Si, MT.

ABSTRAK

CNG (Compressed Natural Gas) is a compressed methane (CH_4) and ethane (C_2H_6) gases manufactured from natural gas by adding high pressure of 3600 psi and temperature lower than 50°C . The feedstock of natural gas compression is bought from a plant of PT. Pertamina in Subang, West Java, and Perusahaan Gas Negara. The manufacture of CNG (Compressed Natural Gas) from natural gas consists of 3 units, including Acid gas removal by chemical solvent process using DEA, Gas dehydration by absorption using TEG (Triethylene Glycol) as liquid desiccant and Fractionating Distillation, and Compressing Unit using Single Line Fast Fill system using compressor with lubrication.

The production capacity result from mass balance calculation for CNG plant is 11 MMscfd (Million Million standard cubic feet per day) or $311485,4 \text{ m}^3/\text{day}$. The plant operates continuously for 24 hour/day, 330 operating day/year. The supporting material of DEA is $2611,584 \text{ kg/day}$, TEG is $24984,319 \text{ Kg/day}$, and water is $647,147 \text{ m}^3/\text{day}$.

Keywords: *CNG, Natural Gas*

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah segala puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT yang menguasai alam semesta ini, sholawat serta salam kebaikan tak lupa selalu kami haturkan kepada junjungan kami Rasulullah Muhammad SAW. Tiada pertolongan kecuali atas limpahan rahmat dan nikmat Allah SWT, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul pabrik Compressed natural gas (CNG) dari gas alam di subang, Jawa Barat. Tugas Akhir disusun sebagai salah satu persyaratan kelulusan pada Program Studi Diploma III Teknik Kimia Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam penyusunan Tugas Akhir ini penulis banyak mendapat saran, dorongan, bimbingan serta keterangan-keterangan dari berbagai pihak yang merupakan pengalaman yang tidak dapat diukur secara materi, namun dapat membukakan mata penulis bahwa sesungguhnya pengalaman dan pengetahuan tersebut adalah guru yang terbaik bagi penulis, sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu dengan segala hormat dan kerendahan hati perkenankanlah penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan pertolongan-Nya
2. Orang tua dan keluarga yang senantiasa mencurahkan dukungan dan do'anya dalam setiap serta jasa-jasa lain yang terlalu sulit untuk diungkapkan.
3. Bapak Ir. Budi setiawan, MT, selaku Ketua Program Studi DIII Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Bapak Ir. Imam Syafril, MT. selaku Koordinator Pelaksanaan Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia, Fakultas

Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

6. Ibu Dr. Niniek Fajar Puspita, M.Eng dan Ibu Nurlaili Humaidah, ST. MT selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Segenap Dosen, staf dan karyawan Program Studi DIII Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
8. Seluruh teman-teman di jurusan dari angkatan 2012 (Carbon12), angkatan 2013 (TNT13) dan angkatan 2014 (Nitro14) DIII Teknik Kimia yang telah memberikan motivasi, doa dan semangat.
9. Dan semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesainya laporan Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Kami menyadari bahwa laporan ini masih terdapat kekurangan, oleh karena itu kami sangat membutuhkan saran dan kritik dari semua pihak untuk menyempurnakan laporan ini. Kami selaku penyusun memohon maaf kepada semua pihak.

Surabaya, Juni 2015

Penulis

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2 Dasar Teori	I-5
I.3 Kegunaan	I-6
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-7
I.4.1 Bahan Baku Utama	I-7
I.4.2 Produk.....	I-8
I.4.2.1 Produk Utama	I-8
I.4.2.2 Produk Sampling.....	I-9
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES.....	II-1
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-15
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	II-19
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 AIR	VI-1
VI.2 LISTRIK.....	VI-3
VI.3 STEAM	VI-4
VI.4 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR.....	VI-4
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 Tujuan K3	VII-1
VII.2 Penyebab dan akibat kecelakaan kerja	VII-3
VII.3 Usaha-usaha Kesehatan dan keselamatan Pabrik.....	VII-2
VII.4 <i>Flare gas Recovery pada pabrik CNG</i>	VII-7

VII.5 Pencegahan dan penanngulangan kebakaran	
Pabrik	VII-8
BAB VIII INSTRUMENTASI.....	VIII-1
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI	
KIMIA	IX-1
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	x
DAFTAR PUSTAKA	xii
LAMPIRAN :	
APPENDIKS A NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B NERACA PANAS.....	B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT	C-1
Flowsheet Pabrik <i>CNG</i>	
Flowsheet Utilitas Pabrik <i>CNG</i>	

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Perkembangan pasokan dan kebutuhan <i>Natural gas</i> nasional	I-3
Tabel I.2	Spesifikasi gas <i>Compressed Natural gas</i> (CNG)	I-8
Tabel I.3	Sifat fisika dan kimia karbon dioksida (CO ₂) Sebagai <i>by product</i> CNG	I-9
Tabel I.4	Sifat fisika dan kimia Hidrogen disulfida (H ₂ S) Sebagai <i>by product</i> CNG	I-9
Tabel II.1	Perbedaan pengompresan dengan pelumasan Dan tanpa pelumasan	II-9
Tabel II.2	Seleksi Tahap Pemurnian.....	II-15
Tabel II.3	Seleksi proses unit dehidrasi	II-16
Tabel II.4	Seleksi proses system pengompresan.....	II-15
Tabel III.1	Komposisi Bahan baku <i>Natural gas</i>	III-1
Tabel III.2	Neraca massa unit <i>absorber</i>	III-2
Tabel III.3	Neraca massa unit <i>Heat Exchanger</i>	III-3
Tabel III.4	Neraca massa unit <i>stripper</i>	III-4
Tabel III.5	Neraca massa unit <i>Reboiler</i>	III-4
Tabel III.6	Neraca massa unit <i>pompa</i>	III-4
Tabel III.7	Neraca massa unit <i>Cooler</i>	III-5
Tabel III.8	Neraca massa unit <i>Absorber</i>	III-5
Tabel III.9	Neraca massa unit <i>Reboiler</i>	III-6
Tabel III.10	Neraca massa unit <i>Flash Tank</i>	III-7
Tabel III.11	Neraca massa unit <i>Heat Exchanger</i>	III-8
Tabel III.12	Neraca massa unit <i>filter</i>	III-9
Tabel III.13	Neraca massa unit <i>Regenerator</i>	III-10
Tabel III.14	Neraca massa unit <i>Surge drum</i>	III-11
Tabel III.15	Neraca massa unit <i>pompa</i>	III-11
Tabel III.16	Neraca massa unit <i>cooler</i>	III-11
Tabel III.17	Neraca massa unit <i>deethanizer</i>	III-12
Tabel III.18	Neraca massa unit <i>reboiler</i>	III-13
Tabel III.19	Neraca massa unit <i>Compressor</i>	III-14

Gambar II.4	Skema proses dehidrasi dengan adsorpsi Menggunakan desikan padat	II-5
Gambar II.5	Skema proses dehidrasi menggunakan Pendingin (<i>cooling</i> atau <i>refrigerant</i>)	II-6
Gambar II.6	Proses fraksinasi menggunakan <i>sieve trays</i> .	II-7
Gambar II.7	(a) Fraksinasi dengan kolom packed (b) Fraksinasi dengan kolom <i>trays</i>	II-8
Gambar II.8	<i>Double acting two stage reciprocating compressor</i>	II-8
Gambar II.9	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian cepat 3 baris.....	II-11
Gambar II.10	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian waktu	II-12
Gambar II.11	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian cepat 1 baris.....	II-13
Gambar II.12	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengalir	II-14
Gambar II.13	Diagram alir proses <i>CNG</i>	II-19
Gambar V.5	Penampang dari <i>DEA Pump</i>	V-5
Gambar V.6	Penampang dari <i>Reboiler 1</i>	V-6
Gambar V.7	Penampang dari <i>Condenser 1</i>	V-7
Gambar V.8	Penampang dari <i>Glycol Contactor</i>	V-8
Gambar V.9	Penampang dari <i>Cooler 2</i>	V-9
Gambar V.10	Penampang dari <i>TEG Storage Tank</i>	V-10
Gambar V.11	Penampang dari <i>TEG Pump</i>	V-11
Gambar V.12	Penampang dari <i>Deethanizer Column</i>	V-12
Gambar V.13	Penampang dari <i>Reboiler 2</i>	V-13
Gambar V.14	Penampang dari <i>Condenser 2</i>	V-14
Gambar V.15	Penampang dari <i>Debutanizer Column</i>	V-15
Gambar V.16	Penampang dari <i>Reboiler 3</i>	V-16

Gambar V.17 Penampang dari <i>Condenser 3</i>	V-17
Gambar V.18 Penampang dari <i>Compressor</i>	V-18
Gambar V.19 Penampang dari <i>Condenser 4</i>	V-19
Gambar V.20 Penampang dari <i>Mixed Refrigerant</i>	V-19
Gambar V.21 Penampang dari <i>Chiller</i>	V-19
Gambar V.22 Penampang dari <i>LPG Pump</i>	V-19
Gambar V.23 Penampang dari <i>LPG Storage Tank</i>	V-23

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Grafik Perbandingan proyeksi kebutuhan CNG	I-2
Gambar I.2	Jarak untuk pemasaran gas alam	I-3
Gambar II.1	Proses <i>amine treating</i> menggunakan <i>Chemical Solvent</i>	II-2
Gambar II.2	Skema Proses <i>Selexol gas treating</i>	II-2
Gambar II.3	Skema proses dehidrasi dengan absorpsi Menggunakan desikan cair	II-4
Gambar II.4	Skema proses dehidrasi dengan adsorpsi Menggunakan desikan padat	II-5
Gambar II.5	Skema proses dehidrasi menggunakan Pendingin (<i>cooling</i> atau <i>refrigerant</i>)	II-6
Gambar II.6	Proses fraksinasi menggunakan <i>sieve trays</i> .	II-7
Gambar II.7	(a) Fraksinasi dengan kolom packed (b) Fraksinasi dengan kolom <i>trays</i>	II-8
Gambar II.8	<i>Double acting two stage reciprocating compressor</i>	II-8
Gambar II.9	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian cepat 3 baris.....	II-11
Gambar II.10	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian waktu	II-12
Gambar II.11	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengisian cepat 1 baris.....	II-13
Gambar II.12	Skema dari tipe unit <i>Compression gas</i> Dengan sistem pengalir	II-14
Gambar II.13	Diagram alir proses CNG	II-19
Gambar V.5	Penampang dari <i>DEA Pump</i>	V-5
Gambar V.6	Penampang dari <i>Reboiler 1</i>	V-6
Gambar V.7	Penampang dari <i>Condenser 1</i>	V-7
Gambar V.8	Penampang dari <i>Glycol Contactor</i>	V-8
Gambar V.9	Penampang dari <i>Cooler 2</i>	V-9
Gambar V.10	Penampang dari <i>TEG Storage Tank</i>	V-10
Gambar V.11	Penampang dari <i>TEG Pump</i>	V-11

Gambar V.12 Penampang dari <i>Deethanizer Column</i>	V-12
Gambar V.13 Penampang dari <i>Reboiler 2</i>	V-13
Gambar V.14 Penampang dari <i>Condenser 2</i>	V-14
Gambar V.15 Penampang dari <i>Debutanizer Column</i>	V-15
Gambar V.16 Penampang dari <i>Reboiler 3</i>	V-16
Gambar V.17 Penampang dari <i>Condenser 3</i>	V-17
Gambar V.18 Penampang dari <i>Compressor</i>	V-18
Gambar V.19 Penampang dari <i>Condenser 4</i>	V-19
Gambar V.20 Penampang dari <i>Mixed Refrigerant</i>	V-19
Gambar V.21 Penampang dari <i>Chiller</i>	V-19
Gambar V.22 Penampang dari <i>LPG Pump</i>	V-19
Gambar V.23 Penampang dari <i>LPG Storage Tank</i>	V-23

DAFTAR NOTASI

No	Simbol	Keterangan	Satuan
1.	ρ	Densitas	gr/cm^3
2.	T	Temperatur	$^{\circ}\text{C}$; $^{\circ}\text{F}$
3.	ΔT	Perubahan temperature	$^{\circ}\text{C}$; $^{\circ}\text{F}$
4.	T ref	Temperatur referensi (25°C)	$^{\circ}\text{C}$
5.	-	Massa	Kg
6.	H	Entalpi	Kkal; kal
7.	Q	Panas	Kkal; kal
8.	Cp	Kapasitas panas	$\text{cal/g}^{\circ}\text{C}$
9.	-	Kuat Tekan	Kg/cm^2

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara kepulauan, sebagian besar wilayahnya berupa perairan. Wilayah Indonesia juga terletak di wilayah tropis yang memiliki dua musim yaitu penghujan dan kemarau. Terkait dengan sumber daya alam (SDA), Indonesia terkandung berbagai jenis SDA. Indonesia memiliki batu bara, tembaga, nikel, pasir besi, biji timah, dan lainnya, tak terkecuali minyak mentah dan gas bumi.

Khusus untuk minyak mentah, Indonesia dapat dikatakan sebagai negara produsen minyak, bahkan pernah menjadi salah satu anggota organisasi produsen minyak mentah dunia yaitu OPEC. Berdasarkan data dari BP (2013), Indonesia pernah berhasil memproduksi minyak mentah di atas 1 juta barrel per day (BPD) selama periode 1972 s. d. 2006 dengan pencapaian tertinggi tahun 1977 dengan produksi 1,68 juta BPD.

Total produksi minyak mentah yang dihasilkan, tidak keseluruhannya adalah milik Pemerintah. Pemerintah harus berbagi dengan kontraktor kontrak Kerja Sama (K3S) dengan pola bagi hasil 85% untuk pemerintah dan 15% untuk K3S.

Sementara jumlah penduduk dan konsumsi BBM di Indonesia semakin lama semakin meningkat. Di era tahun 70- an, konsumsi minyak hanya dikisaran 100 ribu s.d. 350 ribu BPD. Namun, dari tahun ke tahun konsumsi terus meningkat atau tumbuh di kisaran 6,1% per tahun selama periode 1970 s. d. 2012.

Selain memiliki minyak mentah, Indonesia juga memiliki sumber energi primer lainnya yang tidak kalah dalam hal nilai kalori dan ekonomisnya. Indonesia memiliki gas, batu bara, coal bed methane, dan energi terbarukan seperti panas bumi, surya, dan angin. Khusus tentang gas bumi, Indonesia mempunyai catatan yang juga luar biasa. Sejak tahun 1970 s. d. 2012, Indonesia merupakan negara produsen terbesar gas bumi di Asia Pasifik meskipun khusus untuk tahun 2012 menempati posisi 2 terbesar sebagai negara produsen gas bumi di Asia Pasifik. Meskipun sampai dengan saat ini produksi gas Indonesia sudah sangat besar, Indonesia masih diperkirakan

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam-macam Tahap Proses pembuatan pada pabrik CNG

Proses pembuatan *Compressed Natural Gas* (CNG) terdapat beberapa tahap:

1. Pemurnian (*Acid gas removal*)
2. Pemisahan (*Dehydration* (penghilangan kandungan air / uap air) dan *Fractionation*)
3. Pengompresan (*Compression*)

II.1.1 Tahap Pemurnian (*Acid gas removal*)

Hidrogen sulfida sangat beracun, dengan adanya air maka akan membentuk asam lemah dan korosif. Nilai Threshold Limit Value (TLV) gas ini adalah 10 ppmv. Pada konsentrasi yang lebih besar dari 1.000 ppmv akan menyebabkan kematian dalam hitungan menit. Ketika konsentrasi H_2S di atas level ppmv, maka senyawa sulfur yang lain akan muncul seperti karbon disulfida (CS_2), mercaptan (RSH), dan sulfida (RSR) (*Arthur I. Hidney and William H. Parrish, 2006*).

Karbon dioksida bersifat non-flammable dan dalam jumlah yang besar sangat tidak diharapkan dalam fuel. Seperti halnya H_2S , dengan adanya air maka karbon dioksida akan membentuk asam lemah (HCO_3^-) dan bersifat korosif (*Arthur I. Hidney and William H. Parrish, 2006*).

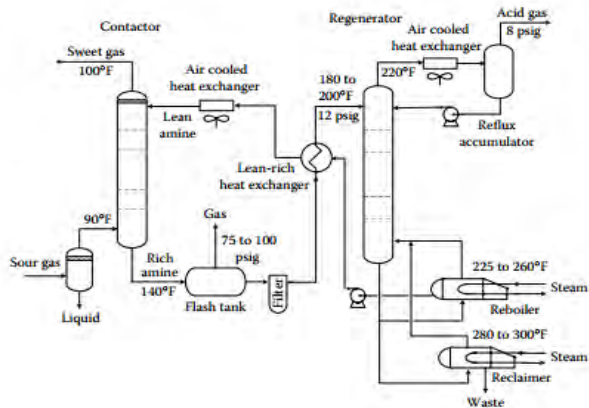
➤ Proses penghilangan gas asam yang biasa digunakan pada umumnya yaitu, *Solvent absorption* (Kimia, Fisika, dan *Hybrid*).

Pada *Chemical Solvents* menggunakan alkali salts atau beberapa amines yaitu,

1. Monoethanolamine (MEA)
2. Diglycolamine (DGA)
3. Diisopropanolamine (DIPA)
4. Methyldiethanolamine (MDEA)

II-2

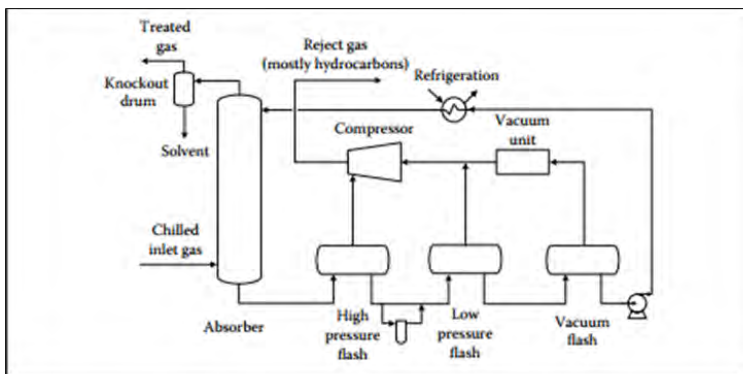
Bab II Macam dan Uraian Proses



Gambar II.1 Proses *amine treating* menggunakan *Chemical Solvent*

➤ Pada *Physical Solvents* terdapat beberapa *solvents* yaitu,

1. Selexol
2. Rectisol



Gambar II.2 Skema proses *Selexol gas treating*

➤ Pada *Hybrid Processes* untuk memanfaatkan kekuatan dari masing-masing proses, sejumlah proses *hybrid*, digunakan secara komersial dan di bawah pengembangan, menggabungkan pelarut fisik dengan amina. Tergantung pada kombinasi pelarut-amina,



pengurangan kandungan asam mungkin hampir menyeluruh pada gas asam H_2S , CO_2 , dan COS . Sistem *hybrid* lain masih memberikan kandungan H_2S tinggi dan pengurangan CO_2 yang belum sesuai. Sulfinol merupakan campuran antara Sulfolane dengan DIPA atau MDEA dan air. Amina yang dipilih tergantung pada gas asam yang ada dalam *feed* gas alam dan pengurangan CO_2 sesuai dengan yang diinginkan. Seperti proses pelarut fisik, sistem *hybrid* dapat menyerap lebih banyak hidrokarbon, termasuk BTEX, tetapi dengan mengatur kadar air solusi. (Arthur I. Hidney and William H. Parrish, 2006) .

1. Absorpsi adalah suatu proses yang terjadi ketika suatu fluida, cairan maupun gas, terikat kepada suatu padatan atau cairan (zat penjerap, adsorben) dan akhirnya membentuk suatu lapisan tipis atau film (zat terjerap, adsorbat) pada permukaannya. Berbeda dengan absorpsi yang merupakan penyerapan fluida oleh fluida lainnya dengan membentuk suatu larutan. Adsorpsi dibedakan menjadi dua jenis, yaitu adsorpsi fisika (disebabkan oleh gaya Van Der Waals (penyebab terjadinya kondensasi gas untuk membentuk cairan) yang ada pada permukaan adsorbens) dan adsorpsi kimia (terjadi reaksi antara zat yang diserap dengan adsorben, banyaknya zat yang teradsorpsi tergantung pada sifat khas zat padatnya yang merupakan fungsi tekanan dan suhu).
2. Stripping adalah proses pemisahan fisik di mana satu atau lebih komponen dikeluarkan dari aliran cairan dengan aliran uap. Dalam aplikasi industri cairan dan uap aliran dapat memiliki co-saat atau arus berlawanan. Pengupasan biasanya dilakukan baik dalam kolom *packed* atau *trays*.

II.1.2 Tahap Pemisahan (*Dehydration* (penghilangan kandungan air / uap air) dan *Fractionating*)

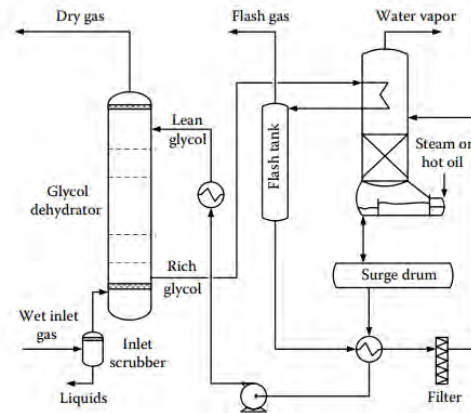
1. Absorpsi menggunakan desikan cair (solvent)

Metode penyerapan air dengan mengkontakkan feed gas dengan liquid yang bersifat higroskopis (suka air/dapat menyerap air). Dalam proses ini uap air yang akan diserap disebut dengan adsorbat sedangkan zat yang digunakan



sebagai desiccant disebut asorbent. Pada metode ini TEG (tri ethylene glycol) sangat efektif digunakan karena memiliki titik didih yang tinggi sehingga aman saat diregenerasi (Campbell, John, 1992).

Dengan metoda ini kandungan air dalam gas dapat diturunkan sampai 10 ppmv. Pelarut yang digunakan diantaranya EG (*ethylene Glycol*), DEG (*Diethylene Glycol*), TEG (*TriEthylene Glycol*), TREG (*Tetra Ethylene Glycol*) dan *Polyethylene Glycol* (Arthur I. Hidney and William H. Parrish, 2006).



Gambar II.3 Skema proses dehidrasi dengan absorpsi menggunakan desikan cair (*solvent*)

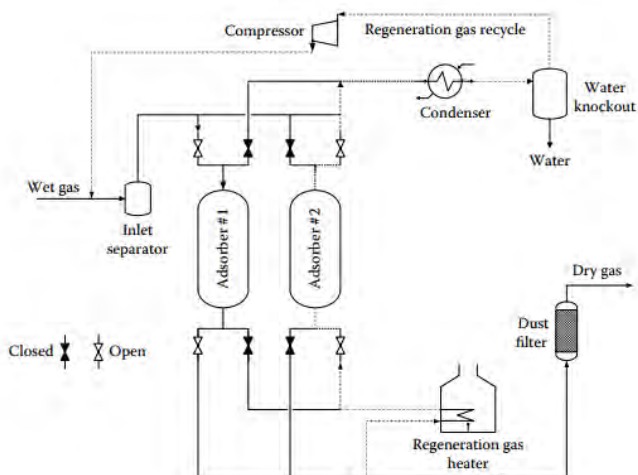
2. Adsorpsi menggunakan desikan padat (adsorbent)

Menurut John Campbell, 1992, Suatu proses penjeratan impurities menggunakan desiccant padat yang memiliki kemampuan untuk menahan gas atau liquid dipermukaannya atau di pori-pori desiccant. Yang umum digunakan sebagai desiccant padat yaitu molecular sieve, silica gel, dan alumina. Dalam proses adsorpsi desiccant padat dapat menjerat impurities dikarenakan adanya gaya antar aksi diantara suatu permukaan benda dengan zat yang akan



dijerat. Adsorpsi menggunakan desikan padat diantaranya adalah :

- Silica Gel : paling banyak digunakan apabila konsentrasi uap air dalam gas umpan cukup tinggi ($> 1\%$ mol) dan kandungan air dalam gas hasil dehidrasi diinginkan tidak terlalu rendah.
- Alumina : Bersifat sangat polar serta akan mengikat air dan gas- gas asam dengan kuat. Alumina digunakan bila kandungan air dalam gas alam tidak terlalu tinggi.
- Molecular sieve.



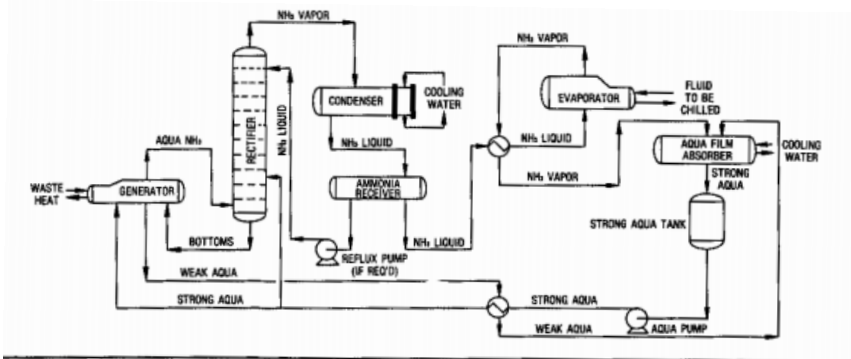
Gambar II.4 Skema proses dehidrasi dengan adsorpsi menggunakan desikan padat (*solvent*)

- Dehidrasi menggunakan pendingin (*cooling* atau *refrigeration*)

Menurunnya kemampuan gas alam untuk mengandung uap air dikarenakan temperature diturunkan pada tekanan tetap. Sistem ini akan efektif apabila temperature awal feed gas tinggi dan juga proses ini harus diberi injeksi suatu zat kimia agar berjalan baik, injeksi zat kimia tersebut akan di recover

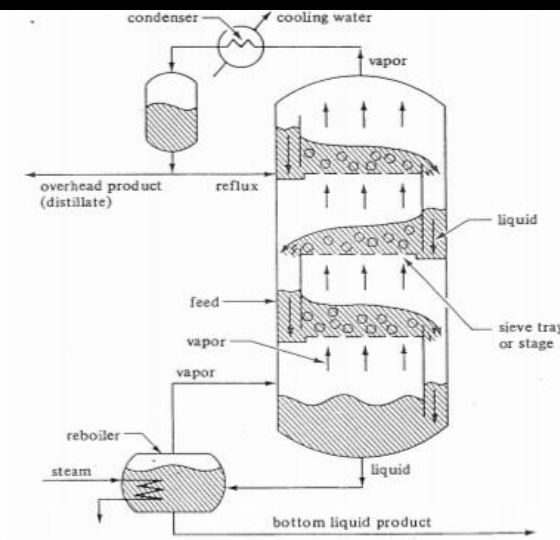


kembali sehingga tidak akan terbawa ke proses selanjutnya (Campbell, John, 1992).



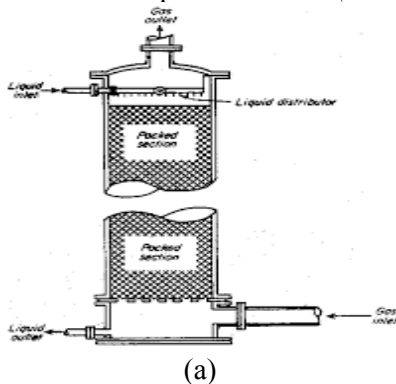
Gambar II.5 Skema proses dehidrasi dengan menggunakan pendingin (*cooling* atau *refrigeration*)

Fraksinasi : Proses memisahkan berbagai NGLs ada dalam aliran gas yang tersisa, menggunakan titik didih bervariasi dari setiap hidrokarbon dalam aliran *feed*, sekarang hampir semua NGLs, untuk mencapai tujuan yang diinginkan. Proses ini terjadi secara bertahap dari aliran gas naik melalui beberapa *trays* di mana unit pemanas yang menaikkan suhu aliran *feed*, menggunakan adsorbent cairan(solvent) untuk memisahkan dan keluar ke dalam tangki holding tertentu atau tangki penyimpanan (Energy Information Administration Office of Oil and Gas, 2006).



Gambar II.6 Proses fraksinasi menggunakan *sieve trays*

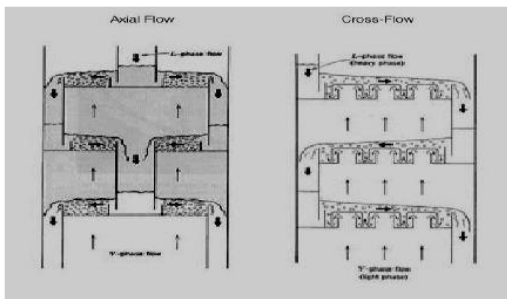
Ada dua jenis kolom fraksinasi: (1) kolom *trays*, di mana *trays* dari berbagai desain yang digunakan untuk menahan cairan untuk memberikan kontak yang lebih baik antara uap dan cair, maka pemisahan akan lebih baik, dan (2) kolom *packed*, di mana ada beberapa *trays* dalam "kemasan" yang digunakan untuk meningkatkan kontak antara uap dan fasa cair (Mokhtab, 2006).





II-8

Bab II Macam dan Uraian Proses



(b)

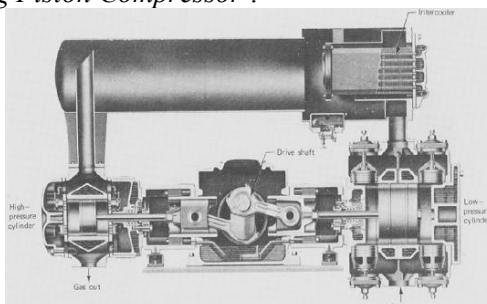
Gambar II.7 (a) fraksinasi dengan kolom *packed* (b) fraksinasi dengan kolom *trays*

II.1.3 Tahap Pengompressan (*Compression*)

Multi-Stage Reciprocating Piston Compressor

Tekanan keluaran 3600-5000 psig pada penggunaan multi-stage kompresor reciprocating piston. Tekanan hisap yang spesifik dan tergantung pada tekanan operasi dari gas lokal utilitas pipa pendistribusi. Tekanan hisap dapat berkisar dari inci kolom air sampai 1000 psig. Paling sering regulasi tekanan dan bahan baku dipasok oleh utilitas gas yang memberikan tekanan hisap stabil untuk kompresor. (Hanlon C. Paul, 2005)

Dibawah ini adalah salah satu contoh kompresor jenis *Multi-stage Reciprocating Piston Compressor* :



Gambar II.8 *Double acting two-stage reciprocating compressor*

**• Pelumasan**

Pelumasan kompresor telah menjadi isu perdebatan dalam industri CNG. Kompresor dilumasi pada cincin piston, kemasan batang dan katup. Tanpa pelumasan atau kompresor bebas minyak menggunakan bahan khusus untuk komponen-komponen jenis kompresor ini, dimana menghilangkan kebutuhan untuk injeksi minyak tambahan. Para pendukung kompresor tanpa pelumasan mengklaim bahwa kualitas gas keluaran tertinggi yang mereka capai. Para pendukung kompresor dengan pelumasan mempertahankan pendapat mereka bahwa dengan pelumasan dan rekayasa filtrasi sistem yang baik, maka kualitas gas keluaran yang sama dapat dicapai. Sebuah minyak pelumas yang melebihi batas maksimum 0,5 lb/mmscf pada keluaran kompresor telah menjadi standar umum industri. Standar ini dapat dipenuhi dengan menggunakan kompresor tanpa pelumasan atau kompresor dengan pelumasan dengan filtrasi. Dalam penentuan pelumasan vs tanpa pelumasan, faktor lain yang perlu dipertimbangkan diuraikan di tabel seleksi tahap pengompresan (*Hanlon C. Paul, 2005*)

Tabel II.1 Perbedaan pengompresan dengan pelumasan dan tanpa pelumasan.

Jenis	Keuntungan	Kerugian
Pelumasan	Memperlama penggunaan ring piston	Kontaminasi minyak dari aliran gas keluar
	Diperbolehkan penggunaan ring metal	Deposit minyak dalam tekanan <i>vessels</i> mengurangi kapasitas untuk menyimpan gas
	Pendingin udara atau sistem tanpa pendingin yang cukup	Kontaminasi minyak pada papan peralatan kendaraan
	Diperbolehkan rasio tekanan dan temperatur tinggi	Meningkatkan emisi kendaraan



	Beberapa <i>stages</i> diperlukan dalam beberapa kasus	Konsumsi minyak kompresor tinggi
	Kecepatan operasi tinggi	Meningkatkan persyaratan perawatan pada sistem pelumasan
	Modal biaya dapat dikurangi	Meningkatkan level kebisingan dengan kompresor pendingin udara
	Interval pemeriksaan yang panjang	
Tanpa pelumasan	Kontaminasi minyak rendah pada gas keluar	Meningkatkan persyaratan pada pendinginan
	Mengurangi persyaratan pelumasan	Suhu keluaran maksimum yang lebih rendah
	Penyaringan yang dibutuhkan sedikit	Mengurangi ring piston dan lama penggunaan batang kemas
	Perawatan rutin berkurang	Rasio tekanan dan temperatur lebih rendah
	Mengurangi level kebisingan dengan unit pendingin cairan	Mungkin diperlukan <i>stage</i> yang lebih banyak
		Meningkatkan biaya modal
		Kecepatan operasi lebih kecil
		Mengurangi lama penggunaan valve

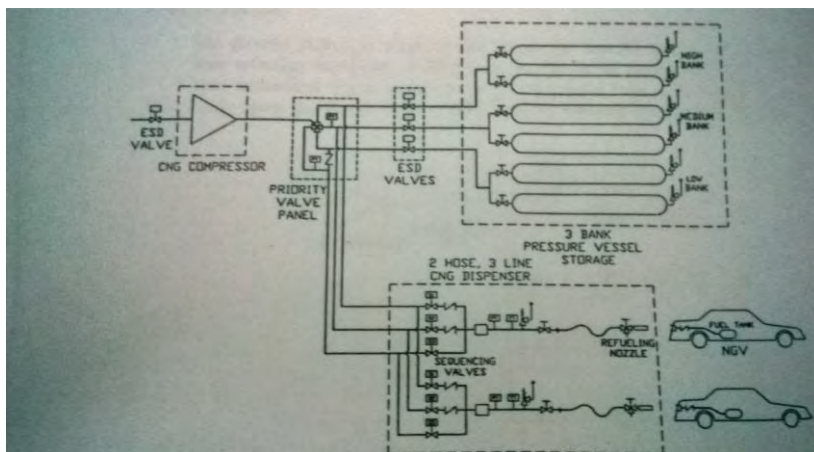
Pada tahap pengompresan terdapat 4 sistem yang dapat digunakan :

1) Sistem pengisian cepat tiga baris



Sistem pengisian cepat 3 baris umumnya digunakan untuk penjualan eceran CNG. Sistem ini adalah salah satu yang paling mahal, tapi memberikan performa maksimal, dengan dispenser CNG menyediakan bahan bakar pada tingkat aliran sebanding dengan dispenser bahan bakar cair. Bahan bakar mengalir langsung dari penyimpanan bejana tekan dan tidak terikat dari kapasitas kompresor selama tekanan kepala tetap pada tekanan *vessel*.

Dengan penyimpanan dalam tiga bank dapat memanfaatkan penyimpanan yang tinggi. Ini memungkinkan sistem yang terbaik untuk memenuhi lonjakan permintaan pembeli yang tidak menentu. Pemanfaatan penyimpanan yang tinggi juga memungkinkan kompresor beroperasi untuk waktu yang lama, dengan minimal berhenti dan mulai.



Gambar II.9 Skema dari tipe unit *Compression gas* dengan sistem pengisian cepat tiga baris

2) Sistem pengisian dengan waktu

Sistem pengisian dengan waktu membutuhkan paling sedikit peralatan dan yang paling mahal, dan tidak ada tekanan *vessel* yang diperlukan. Kompresor dibuang langsung ke kendaraan pengisian

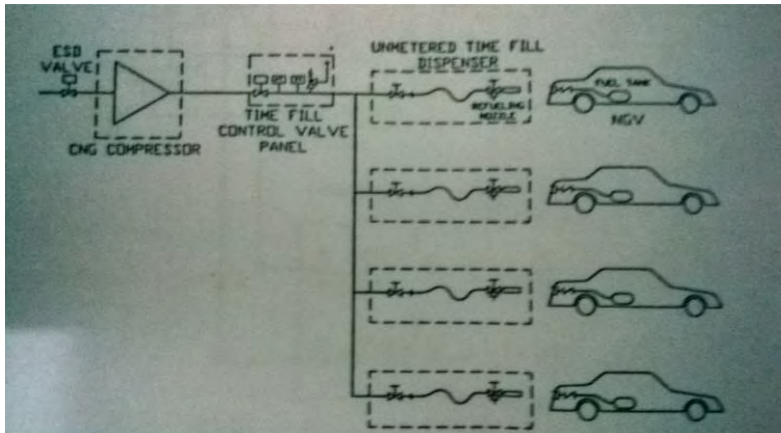


II-12

Bab II Macam dan Uraian Proses

bahan bakar. Tarif pengisian bahan bakar tergantung pada jumlah kendaraan mengisi bahan bakar sekaligus. Sistem diaplikasikan untuk armada kendaraan pribadi yang mana saat pengisian cepat, waktu tidak penting dan kendaraan diparkir untuk periode lama dari waktu pergeseran *off*.

Sejak sambungan dari *nozzle* pengisian bahan bakar ke NGV, kerugian tekanan di garis pengumpan akan berpengaruh pada saklar tekanan di kompresor. Kompresor akan mulai mengompres gas melalui waktu panel kontrol pengisi. Panel ini memiliki pengatur tekanan dan instrumentasi suhu dengan mematikan katup untuk menghentikan mengisi ketika tekanan sudah tercapai.



Gambar II.10 Skema dari tipe unit *Compression* gas dengan sistem pengisian dengan waktu

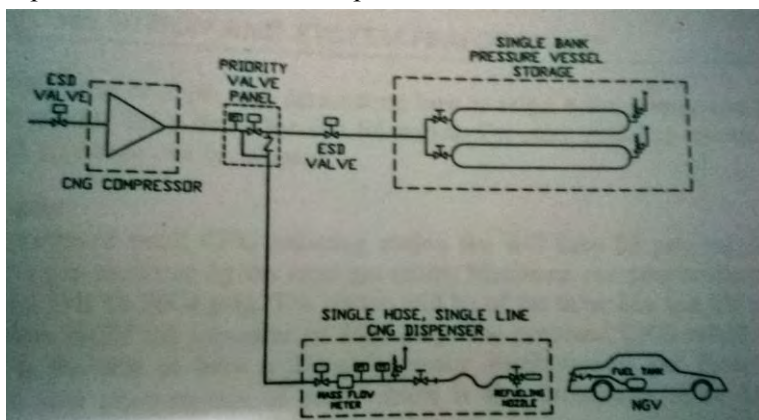
3) Sistem pengisian cepat satu baris

Sistem satu baris mirip dengan sistem pengisian cepat tiga baris, tetapi hanya menggunakan penyimpanan bank tunggal. Dispenser ini tanpa valve berurutan dan panel prioritas hanya memiliki satu prioritas.



Penggunaan lebih dari satu selang dispenser tidak dianjurkan. Jika dua kendaraan dengan tekanan tangki bahan bakar yang berbeda yang terhubung ke jalur suplai yang sama, pengisian bahan bakar dari salah satu kendaraan akan menghentikan sampai tekanan menyamakan kedudukan.

Sistem ini lebih murah daripada sistem tiga bank, namun pemanfaatan penyimpanan rendah. Lonjakan permintaan tidak dapat dipenuhi secara efektif. Penyimpanan rendah sering menghasilkan kompresor mulai dan berhenti operasi.



Gambar II.11 Skema dari tipe unit *Compression* gas dengan sistem pengisian cepat satu baris

4) Sistem pengalir

Sistem pengalir mirip dengan sistem pengisian cepat satu baris, tapi memberikan dua selang pengisian bahan bakar. Sebuah valve pengalir langsung mengarahkan semua aliran kompresor dengan selang pertama yang disetujui. Setelah persetujuan selang kedua, pengisian bahan bakar akan mulai langsung dari penyimpanan bank tunggal tanpa mengambil paksa aliran keluaran kompresor dari selang pertama yang disetujui. Begitu pengisian selesai pada selang

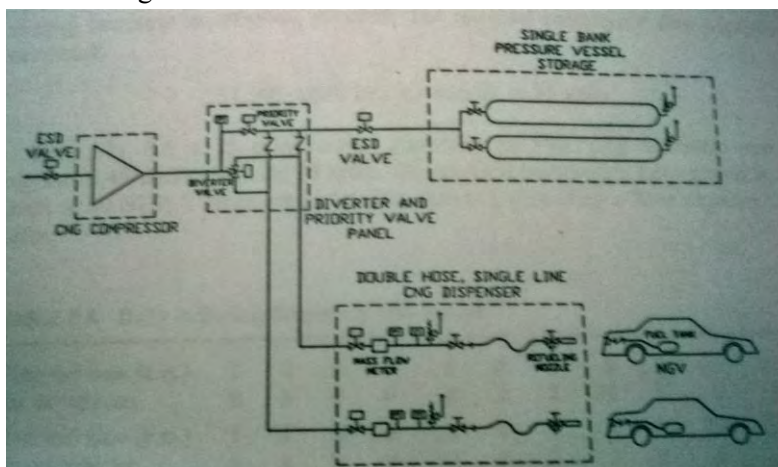


II-14

Bab II Macam dan Uraian Proses

pertama, valve pengalir beralih ke aliran kompresor dengan selang kedua.

Sistem dapat diaplikasikan dalam pengisian bahan bakar armada kendaraan satu demi satu. Menghidup matikan mengisi ruang katup pengalir kendaraan sehingga setidaknya satu kendaraan selalu terhubung ke selang. Sementara satu kendaraan dipindahkan ke posisi dan terhubung ke selang bahan bakar, kendaraan kedua pengisian sudah hampir selesai. Dengan cara ini, pengisian bahan bakar adalah tanpa batas waktu dan kompresor beroperasi terus menerus dengan minimal dimulai dan berhenti.



Gambar II.12 Skema dari tipe unit *Compression gas* dengan sistem pengalir



II.2 Seleksi Proses

Dari beberapa jenis proses pembentukan *Compressed Natural Gas*, dapat dibandingkan seperti pada table berikut :

Tabel II.2 Seleksi Tahap Pemurnian (*Acid gas removal*)

Proses <i>Acid gas removal</i>	Kelebihan	Kekurangan
<i>Chemical Solvent</i>	Dapat mengurangi H_2S dan CO_2 sampai tingkat ppm	Diharuskan energy yang tinggi pada regenerasi
	Relatif tidak sensitif untuk H_2S dan CO_2 pada tekanan parsial	Amines mengandung air, maka gas keluar saturated mengandung air
<i>Physical Solvent</i>	Diperbolehkan energy regenerasi yang rendah	Mungkin sulit untuk spesifikasi H_2S yang pantas
	Dapat menyeleksi H_2S dan CO_2	Sangat sensitif terhadap gas asam pada tekanan persial

Berdasarkan perbandingan di atas dipilih Proses *Chemical Solvent* dengan *solvent* yang digunakan adalah DEA. Dipilih DEA karena memiliki keuntungan dapat digunakan tanpa harus mempengaruhi tekanan, dapat mengurangi sebagian (COS , CS_2 , dan Mercaptans), pantas untuk pengurangan H_2S , dapat mengurangi CO_2 hingga 50 ppmv, dan memiliki sifat tidak korosif, mudah diregenerasi, kurang reaktif terhadap gas asam dibandingkan dengan MEA dan DGA.



II.2.2 Tahap Pemisahan (*Dehydration* (penghilangan kandungan air / uap air))

Tabel II.3 Seleksi proses unit dehidrasi

Proses	Keuntungan	Kerugian
Absorpsi menggunakan desikan cair (solvent)	Mampu mengabsorb kapasitas air yang besar, dessicant ini murah untuk dibeli dari pada dessicant yang lain, lebih mudah dioperasikan dan dirawat.	kandungan air di keluaran atau di dry gas masih memiliki air sekitar (>11 ppm).
Adsorpsi menggunakan dessicant padat (adsorbent)	kandungan air di keluaran atau di dry gas memiliki air sekitar (>1 ppm).	dessicant ini lebih mahal dari pada dessicant yang lain, Mampu mengabsorb kapasitas air yang kecil, lebih sulit dioperasikan dan dirawat.
Dehidrasi menggunakan pendingin (cooling atau refrigerasi)	Mampu mengabsorb kapasitas air yang besar	kandungan air di keluaran atau di dry gas masih memiliki air sekitar (>100 ppm).

Berdasarkan perbandingan di atas dipilih Proses Absorpsi menggunakan desikan cair (*solvent*) dengan *solvent* yang digunakan adalah TEG. Dipilih TEG karena glikol terurai atau terdekomposisi pada saat berada dibawah titik didih pada tekanan atmosfer. Suhu dekomposisinya dapat dilihat dalam tabel tersebut. Dalam proses



dehidrasi menggunakan glycol, jenis glikol yang digunakan adalah triethylene glycol, karena dapat diregenerasi dan dengan kemurnian yang tinggi dibandingkan dengan jenis glikol yang lain. Selain itu, juga mempunyai vapor losses (jumlah TEG yang hilang selama penguapan) yang rendah dan biaya operasinya rendah dibanding diethylene glycol. Mudah tidaknya suatu glikol dapat diregenerasi didasarkan pada titik didih (tertera pada tabel diatas). Monoethylene glycol dan diethylene glycol tidak digunakan dalam dehidrasi karena titik didihnya mendekati titik didih air yaitu 100°C . Sedangkan triethylene glycol mempunyai titik didih lebih tinggi dibanding kedua jenis glycol tersebut dan juga mempunyai sifat low volatility (sukar untuk menguap).

TREG lebih kental dan lebih mahal dibandingkan yang lain, keuntungannya hanya memiliki tekanan uap yang rendah yang dapat mencegah lepasnya muatan air yang sudah diserap. Dan juga gas harus kontak pada suhu 50°C , maka tidak disarankan untuk memakai ini.

II.2.3 Seleksi tahap pengompresan

Tabel II.4 Seleksi proses system pengompresan

Sistem	Keuntungan	Kerugian
Pengisian cepat tiga baris	Memberikan performa maksimal, sistem yang terbaik untuk memenuhi lonjakan permintaan pembeli yang tidak menentu, dan penyimpanan yang tinggi juga memungkinkan kompresor beroperasi untuk waktu yang lama.	salah satu yang paling mahal, skema rumit, dan membutuhkan paling banyak peralatan.
Pengisian	Membutuhkan paling	Tarif pengisian

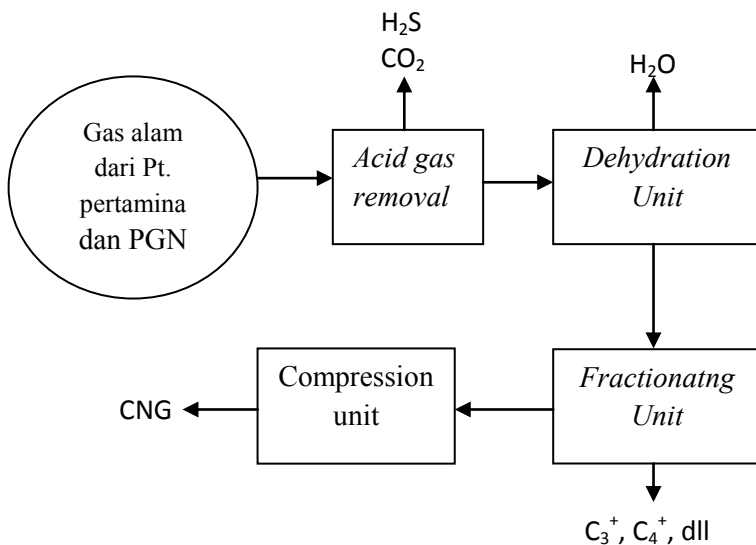


dengan waktu	sedikit peralatan, tidak ada tekanan <i>vessel</i> yang diperlukan, dan tarif pengisian bahan bakar tergantung pada jumlah kendaraan mengisi yang bahan bakar.	bahan bakar tergantung pada jumlah kendaraan mengisi bahan bakar sekaligus, dan paling mahal.
Pengisian cepat satu baris	Sistem ini lebih murah daripada sistem tiga bank, dan memberikan performa maksimal.	Penyimpanan bank yang sedikit(satu), dispenser ini tanpa valve berurutan dan panel prioritas hanya memiliki satu prioritas, Lonjakan permintaan tidak dapat dipenuhi secara efektif, dan Penggunaan lebih dari satu selang dispenser tidak dianjurkan.
Pengalir	Pengisian bahan bakar adalah tanpa batas waktu dan kompresor beroperasi terus menerus dengan minimal dimulai dan berhenti, dan Sistem pengalir mirip	Penyimpanan bank yang sedikit(satu), dan lonjakan permintaan tidak dapat dipenuhi secara efektif.



	dengan sistem pengisian cepat satu baris, tapi memberikan dua selang pengisian bahan bakar.	
--	---	--

II.3 Uraian Proses Terpilih



Gambar II.13 Diagram alir proses CNG



Unit penghilangan Gas Asam

- **Amine contactor**

Proses gas *sweetening* adalah proses yang didasarkan pada reaksi kimia antara basa lemah dan asam lemah, dimana pelarut amina merupakan basa lemah sedangkan H_2S dan CO_2 merupakan asam lemah. Kondisi temperature inlet pelarut amina penting terhadap proses absorpsi karena jika temperature pelarut amina berada di bawah temperatur gas umpan, dapat terbentuk kondensat dalam larutan tersebut yang mampu menyebabkan *foaming* pada kolom absorpsi. Maka, temperatur gas umpan $83^\circ F$ ($28^\circ C$) dan tekanan 5 atm, temperature DEA diatur sebesar $10-15^\circ F$ diatas gas umpan sehingga temperaturnya sebesar $98^\circ F$ ($37^\circ C$).

Aliran gas alam yang menjadi umpan masuk ke amine contactor pada bagian bawah kolom dengan komposisi CO_2 12,5% mol dan H_2S 1,9 % mol. Sementara itu, absorbent yang merupakan pelarut DEA (*lean amine*) masuk dari bagian atas kolom absorpsi. Aliran gas dari bawah akan menuju ke atas kolom absorpsi mengalami kontak dengan aliran *lean amine* yang menuju bawah kolom (*down-flowing*). Gas asam diserap dari gas oleh larutan amina yang mengalir melintasi *packed*. Kontak uap gelembung gas-cairan tersebut akan mendorong penyerapan ketika gas asam tersebar dalam larutan amina. Larutan amina akan menjadi semakin jenuh dan kaya terhadap H_2S dan CO_2 ketika melewati *packing* turun hingga ke bagian bawah kolom absorpsi, yang kemudian larutan amina yang jenuh tersebut keluar kolom dan disebut sebagai *rich amine* untuk selanjutnya diregenerasi.

Larutan *rich amine* yang keluar dari bawah kolom absorpsi merupakan campuran antara air dan DEA, amine sulphide dan amine carbonate (*norrie, 2010*).

- **Amine Heat Exchanger**

Rich amine keluar dari absorber dengan temperature $37^\circ C$ masuk melewati *Heat Exchanger* menuju kolom stripper pada suhu $148^\circ F$ ($63^\circ C$). Sebagai aliran pemanasnya larutan *lean amine* keluaran stripper pada temperatur $210^\circ F$ ($98^\circ C$) (*norrie, 2010*).



- **Amine Regenerator**

Kolom stripping ini digunakan untuk menghilangkan gas asam yang terabsorpsi dalam larutan *rich amine*. Kolom ini bekerja pada temperatur tinggi yaitu lebih dari 148°F (63°C). Sehingga umpan *rich amine* sebelum masuk kolom berada pada temperature 148°F (63°C). Umpan tersebut masuk melalui *feed tray*, mengalir ke bawah kolom dan mengalami kontak dengan uap panas (*steam*) yang diregenerasi dalam reboiler di bagian bawah kolom. Dengan semakin meningkatnya *steam*, akan semakin banyak pula H₂S dan CO₂ yang dihilangkan dari larutan *rich amine*.

- **Reboiler**

Kegunaan reboiler dalam sistem regenerasi sebagai penyuplai panas terhadap larutan semi-*lean amine* yang keluar dari kolom bagian bawah untuk menghilangkan gas asam yang masih tersisa pada larutan. Suplai panas tersebut didapatkan dengan memanaskan pelarut amina menggunakan aliran *hot oil (steam)* yang mengalir melalui U-Tube dalam reboiler. Sehingga akan keluar dari reboiler sebagai lean amine menuju lean/rich exchanger.

Steam akan keluar dari bagian atas reboiler dan masuk pada bagian bawah *bottom tray*, mengandung uap air, gas asam, beberapa hidrokrabon, dan uap amina. Steam ini akan masuk ke bagian bawah kolom stripping, mengalir ke atas kolom dan mengalami kontak dengan tray sehingga memisahkan gas yang terabsorpsi pada larutan amina yang mengalir ke bawah.

- **Cooler**

Temperatur larutan *lean amine* seharusnya mendekati temperature gas yang keluar dari absorber. Secara umum temperatur larutan *lean amine* dari *reboiler* terlalu tinggi untuk digunakan di absorber. Sehingga sangat penting untuk menambahkan *cooler* sebelum larutan *lean amine* masuk pada absorber untuk digunakan sebagai pelarut gas asam.

Di dalam *cooler*, larutan *lean amine* didinginkan hingga temperature 10-15°F lebih tinggi daripada temperature gas masuk amine absorber (norrie, 2010).



Gas Dehydration Unit

Unit ini bertujuan untuk tetap menjaga kondisi umpan gas yang akan masuk ke *Deethanizer Column* agar dalam kondisi dry gas. Dalam proses ini digunakan *Triethylene Glycol (TEG)* yang akan dicampur dengan *sweet gas* (gas keluaran dari proses *acid gas removal*) sebagai umpan masuk ke *Deethanizer Column*. Tujuan dari penggunaan TEG adalah sebagai pengikat air pada campuran gas alam, dengan adanya gugus EG yang polar sehingga dapat berikatan dengan air.

Proses *Dehydration Unit* dibagi menjadi dua fase yaitu :

1. **Gas Dehydration**, proses penyerapan (*absorption*) uap air yang larut dalam aliran gas alam di dalam *contactor tower*. Pertemuan antara gas dengan TEG terjadi pada *packing* yang terletak didalam *contactor*. *Lean Glycol* pada temperature 36°C, yang mempunyai *specific gravity* yang lebih besar daripada wet gas masuk dari bagian atas *contactor* dan mengalir menggenangi tray paling atas *Wet gas* yang masuk dari bagian bawah pada temperature 28°C, melayang ke atas dan menabrak *packing* yang sudah digenangi oleh *glycol*. Ketika terjadi pertemuan antara gas dan *glycol*, uap air yang larut dalam gas diserap oleh *glycol*. Gas yang sudah melepaskan sebagian kandungan uap air keluar di bagian puncak *contactor*. Gas hasil proses ini disebut *dry gas*. *Dry gas* ini menuju ke *Deethanizer Column*, pada temperature 28°C. *Glycol* pada bagian bawah *absorber* sudah banyak bercampur dengan air dan partikel padat yang terbawa dari aliran gas (*rich glycol*), mengalir dan terkumpul di *weir box*. Jika ketinggian *level rich glycol* sudah mencapai *settingnya*, maka *level controller* memberi sinyal ke *control valve* untuk membuka dan *rich glycol* mengalir ke proses Regenerasi *Glycol*.
2. **Proses Regenerasi Glycol**, merupakan proses regenerasi untuk mengembalikan konsentrasi *glycol* yang telah digunakan pada *Glycol Contactor* agar dapat dipergunakan kembali. Dari *contactor*, *rich glycol* pada temperature 34°C masuk ke *reboiler* untuk menaikkan temperature hingga 65°C yang kemudian dialirkan ke *flash tank*. Di *flash tank* terjadi pemisahan antara



gas dengan hidrokarbon ringan dan *rich glycol* yang telah bercampur dengan air dari gas alam. Dari *flash tank*, *glycol* yang bercampur dengan air masuk ke *Heat Exchanger* untuk menaikkan suhu hingga 80°C. Dari *Heat Exchanger*, *glycol* yang bercampur dengan air masuk ke *glycol filter* yang digunakan untuk menyaring hidrokarbon yang kemungkinan lolos dari *flash tank*. Dari *glycol filters* masuk ke *stripper*. Di dalam *stripper* inilah dilakukan proses pemisahan air dengan cara dipanaskan hingga temperatur 110°C, dengan demikian air akan terpisah dari *glycol* karena sudah menjadi uap. *Glycol* yang sudah bersih dari kandungan air (*lean glycol*) mengalir ke dalam *accumulator*. Di dalam alat penampung *glycol* bersih (*surge drum*) ini diharapkan temperature *glycol* akan turun. Jika level *glycol* pada *surge drum* sudah mencapai batas maka *glycol* akan turun ke *Heat Exchanger* untuk menurunkan suhu. Setelah dari *Heat Exchanger*, *glycol* dengan dipompa menggunakan *glycol pump*, *glycol* dipompakan kembali ke *contactor* melewati *cooler* untuk menurunkan suhu hingga 36°C.

Fractionation

Unit ini bertujuan untuk memisahkan fraksi-fraksi gas dari *contactor* menjadi komponen CNG, LPG dan condensate. Pada unit ini digunakan Destilasi fraksinasi, dimana dalam proses ini terdapat 1 kolom fraksinasi yaitu, *Deethanizer Column* untuk memisahkan CNG dan *long condensate gas* (gas dengan fraksi berat). Gas yang telah keluar dari *glycol contactor* pada suhu 30°C masuk pada *Deethanizer Column* dimana menghasilkan produk CNG (*vapour*) pada kolom bagian atas pada suhu 24°C. Pada kolom bagian bawah *Deethanizer Column* dihasilkan *long condensate* pada *reboiler*. *Long condensate* ini kemudian akan masuk *Depropanizer* dan *Debuthanizer Column* dan kemudian pada kolom bagian atas *Debuthanizer Column* akan dihasilkan produk LPG (*vapour*) yang ditampung pada *LPG Accumulator Tank*. Pada kolom bagian bawah *Debuthanizer Column* dihasilkan *condensate* pada *reboiler*.



Compression Unit

Unit ini bertujuan untuk menekan gas *Methane* dan *Ethane* hingga rasio volume 1:250. Pada unit ini digunakan *Multi-stage Reciprocating Piston Compressor* dengan pelumasan karena kompresor ini dapat memberikan tekanan keluaran pada kisaran 3600-5000 psig dan dimana pelumasan memiliki keuntungan pada proses pengompresan CNG salah satunya yaitu, rasio temperature dan tekanan yang tinggi. *Suction gas* keluaran dari *Deethanizer* masuk ke *Compressor* sehingga tekanan naik menjadi 3600 psi dan suhu naik dengan kapasitas gas 250-1000 Nm³/hr. Setelah itu gas yang sudah terkompresi dengan tekanan 3600 psi masuk ke dalam SKID dengan kapasitas 250-1000 Nm³/hr dengan suhu *ambient*.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 7 MMscfd
 Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan Massa : Kg
 Basis Waktu : 1 Jam
 Basis bahan baku : 11.01 MMScfd

Tabel III.1 Komposisi Bahan Baku *Natural Gas*

Komponen	% Mol	Laju Massa (Kg/jam)
CH ₄	64.43	5520.4196
C ₂ H ₆	5.65	908.6639
C ₃ H ₈	4.07	959.7452
n-C ₄ H ₁₀	0.9	279.7625
n-C ₅ H ₁₂	0.5	192.5413
n-C ₆ H ₁₄	0.32	147.1871
n-C ₇ H ₁₈	0.15	81.8300
C ₆ H ₆	0.37	154.3539
CO ₂	12.5	2941.6035
H ₂ S	1.9	345.5047
H ₂ O	9.21	886.6528
TOTAL	100	12418.2648

III-2

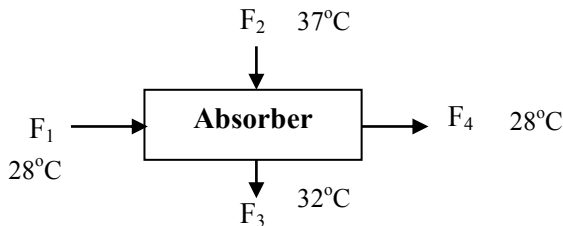
Bab III Neraca Massa

BAB IV NERACA ENERGI

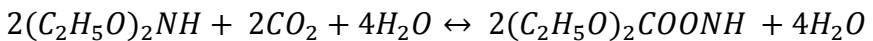
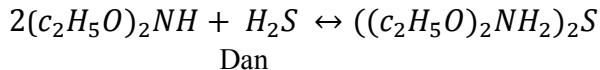
Kapasitas produksi : 7 MMscfd
 Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan Energi : Kkal
 Basis Waktu : 1 Jam
 Suhu Reference : 25 °C

1. DEA Contactor (D-110)

Kegunaan : Untuk menyerap gas H₂S dan CO₂ dari gas alam



Dalam Alat ini terjadi reaksi antara pelarut (DEA) dan gas asam (H₂S dan CO₂) dan reaksinya sebagai berikut:



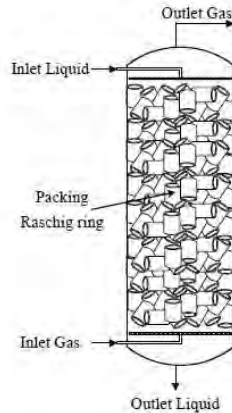
Tabel IV.1 Neraca Energi Unit *Absorber*

Energi yang Masuk		Energi yang keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
H _{F1}	0.00011058	H _{F3}	3932.3844
H _{F2}	4846.75	H _{F4}	0.00011
Qsupplay	5758.523	H _R	6672.9506
TOTAL	10605.3351	TOTAL	10605.3351

BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. *ABSORBER COLUMN (D-110)*

Menurut *Arthur J. Kidney (2006)*, *absorber* merupakan salah satu metode penghilangan *impurities* bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan amine yaitu *Diethanolamine (DEA)* untuk mengabsorpsi gas-gas asam seperti CO_2 dan H_2S sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat.



Gambar V.1 Penampang dari *Absorber*

Unit *Absorber* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

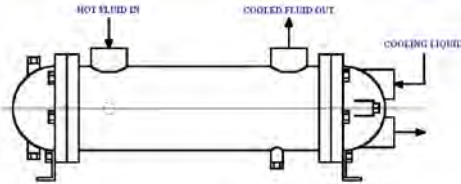
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steels SA-283 grade C</i>
Volume tangki	= 262.77 cuft
Diameter tangki	= 4 ft atau 1.22 m
Tinggi tangki	= 20 ft atau 6.1 m
Tebal <i>shell</i>	= 0.19 in atau 0,004 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m
Tebal tutup bawah	= 4,167 in atau 0,105 m

**Spesifikasi Packing:**

Bahan konstruksi	= Ceramic stoneware
Jumlah packing	= 2051.68 buah \approx 2052 buah
Ukuran packing	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal packing	= 0,125 in atau 0,003 m

2. HEAT EXCHANGER (E-111)

Berfungsi sebagai Memanaskan larutan amine (DEA) yang akan diregenerasi serta Mendinginkan larutan amine untuk digunakan kembali di absorber. Spesifikasi alat dan desain *Heat Exchanger* mengacu pada Kern (1950).



Gambar V.2 Penampang dari *Heat Exchanger*

Spesifikasi alat *Heat Exchanger* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

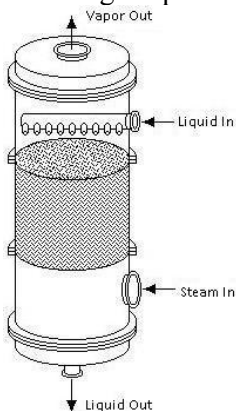
Tipe	: <i>Shell and tube 1-1 Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
ID shell	: 8 inch atau 0,203 meter
ΔP shell	: 0,816 psia atau
ID tube	: 0,62 inch atau 0,0157 meter
ΔP tube	: 5,413 psia
Rd	: 0,0013 $\text{jft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$
Luas area	: 90 ft^2

3. STRIPPER AMINE REGENERATOR (D-120)

Stripper Amine Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas



asam (H_2S dan CO_2) dengan larutan amine (DEA). Spesifikasi alat dan desain *Stripper Column* mengacu pada *Chohey (2003)*.



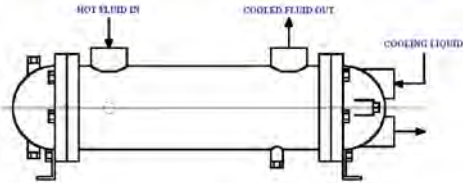
Gambar V.3 Penampang dari *Stripper Amine Regenerator*

Spesifikasi alat *Stripper Amine Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Vertical drum</i> dengan <i>mist eliminator</i>
Material	: <i>Plate Steel SA-240 Grade B</i>
Pengelasan	: <i>Double-Welded butt joint</i>
ID	: 71.375 inch
OD	: 72 inch
Tinggi <i>shell</i>	: 6,891 ft atau 2,1 meter
Tebal <i>shell</i>	: 0,18209 inch atau 0,015 meter
Tipe tutup	: <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup	: 0,5 inch atau 0,013 meter

4. COOLER (E-112)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan amine (DEA) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Absorber*. Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada *Kern (1950)*.



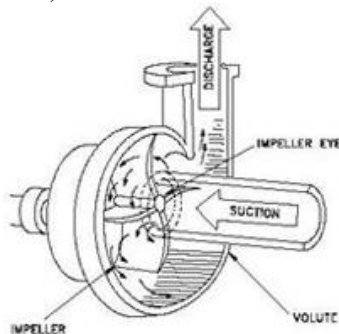
Gambar V.4 Penampang dari Cooler

Spesifikasi alat Cooler 1 yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: Shell and tube 1-1 Exchanger
Bahan	: Carbon Steel
ID shell	: 8 inch atau 0,203 meter
ΔP shell	: 0,816 psia atau
ID tube	: 0,62 inch atau 0,0157 meter
ΔP tube	: 5,413 psia
Rd	: 0,0013 $\text{jft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$
Luas area	: 90 ft^2

5. DEA PUMP (L-122)

DEA Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *absorber*. Spesifikasi alat dan desain DEA Pump mengacu pada Timmerhaus (1991).



Gambar V.5 Penampang dari DEA Pump

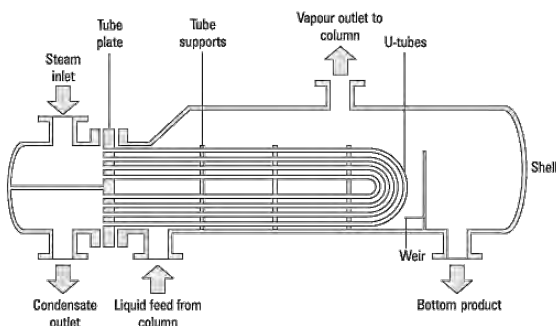


Spesifikasi alat *DEA Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 16.12 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 4.9 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 15 ft atau 4.572 m
Ukuran pipa	: 2 1/2 in sch 40
Power pompa	: 6.35 hp

6. *REBOILER 1 (E-121)*

Reboiler merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendidihkan dan menguapkan kembali larutan DEA yang tercampur dengan gas asam agar bisa di-regenerasi. Spesifikasi alat dan desain *Reboiler* mengacu pada Kern (1950).



Gambar V.6 Penampang dari *Reboiler 1*

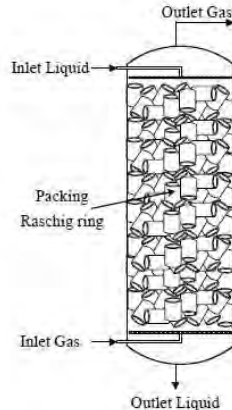
Spesifikasi alat *Reboiler 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

7. *GLYCOL CONTACTOR (D-210)*

Glycol Contactor merupakan salah satu metode penghilangan kadar air bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan glycol yaitu *Triethilenglycol (TEG)* untuk mengabsorpsi H_2O sehingga tidak menyebabkan korosivitas



pada alat. Unit *Glycol Contactor* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.



Gambar V.7 Penampang dari *Glycol Contactor*

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

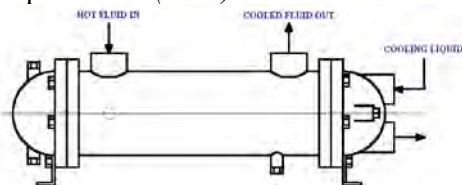
Bahan Konstruksi	= Carbon steels SA-283 grade C
Volume tangki	= 50.88 cuft
Diameter tangki	= 13 ft atau 3.96 m
Tinggi tangki	= 70 ft atau 19.81 m
Tebal <i>shell</i>	= 2,88 in atau 0,073 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m

Spesifikasi Packing:

Bahan konstruksi	= Ceramic stoneware
Jumlah <i>packing</i>	= 6667.95 buah \approx 6668 buah
Ukuran <i>packing</i>	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal <i>packing</i>	= 0,125 in atau 0,003 m

**8. Flash Tank (D-221)****9. Heat Exchanger (E-222)**

Berfungsi sebagai pendingin dan pemanas larutan glycol (TEG) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Glycol Contactor*. Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).



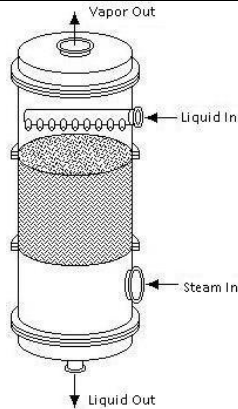
Gambar V.9 Penampang dari *Heat Exchanger*

Spesifikasi alat *Heat Exchanger* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Shell and tube 1-1 Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
ID shell	: 17,125 inch atau 0,435 meter
ΔP shell	: 0,049 psia atau 0,003 atm
ID tube	: 0,834 inch atau 0,0212 meter
ΔP tube	: 6,494 psia atau 0,441 atm
Rd	: 0,0013 $\text{jft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$
Luas area	: 92,87 ft^2

10. Glycol Filter (H-223)**11. Glycol Stripper (D-220)**

Glycol Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara H_2O dengan larutan glycol (TEG). Spesifikasi alat dan desain *Glycol Column* mengacu pada Chohey (2003).



Gambar V.11 Penampang dari *Glycol Regenerator*

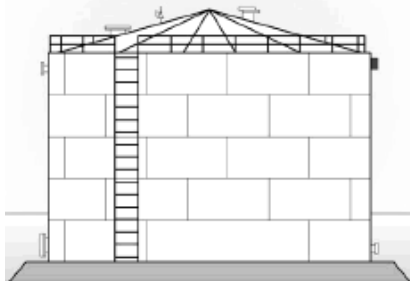
Spesifikasi alat *Glycol Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Vertical drum* dengan *mist eliminator*
 Material : *Plate Steel SA-240 Grade B*
 ID : 71,375 inch atau 1,828 meter
 OD : 67,989 inch atau 1,727 meter
 Tinggi *shell*: 12,632 ft atau 3,85 meter
 Tebal *shell* : 0,625 inch atau 0,015 meter
 Tipe tutup : *Elliptical dished head*
 Tebal tutup : 0,407 inch atau 0,013 meter

12. Glycol reboiler (E-224)

13. Glycol surge drum (F-225)

TEG Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan *glycol* (*Triethylenglycol*). Spesifikasi alat dan desain *TEG Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)*.



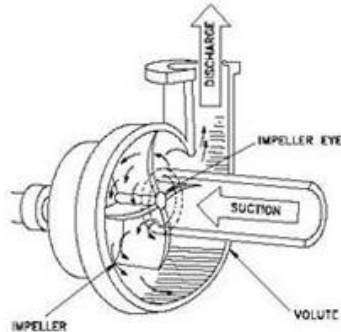
Gambar V.13 Penampang dari TEG Storage Tank

Spesifikasi alat *TEG Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe tangki	: <i>Cylindrical – Conical roof</i>
Kapasitas tangki	: 216,72 ft ³
Tinggi tangki	: 36 ft atau 10,97 m
Diameter tangki	: 20 ft atau 6,09 m
Tebal <i>shell per course</i>	
Course 1	: 0,352 in atau 0,0089 m
Course 2	: 0,291 in atau 0,0074 m
Course 3	: 0,256 in atau 0,0065 m
Course 4	: 0,222 in atau 0,0056 m
Course 5	: 0,188 in atau 0,0047 m
Course 6	: 0,154 in atau 0,0039 m
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,319 in atau 0,0081 m
Tinggi <i>head</i> tangki	: 3,44 ft atau 1,048 m

14. TEG PUMP (P-222)

TEG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *glycol contactor*. Spesifikasi alat dan desain *TEG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.



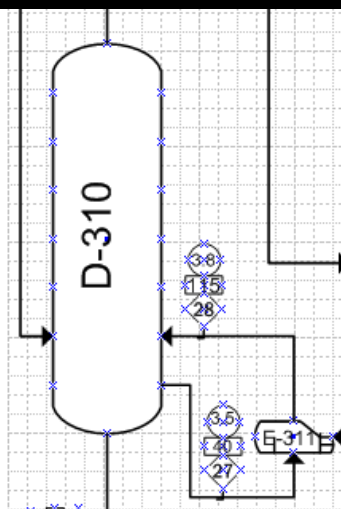
Gambar V.14 Penampang dari *TEG Pump*

Spesifikasi alat *TEG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 1,876 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 12 ft atau 3,657 m
Ukuran pipa	: 1 in OD sch 40
Power pompa	: 1,55 hp

15. DEETHANIZER COLUMN (D-310)

Deethanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C_1 dan C_2 dari komponen yang lebih berat. Spesifikasi alat dan desain *Deethanizer Column* mengacu pada *Chopey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.



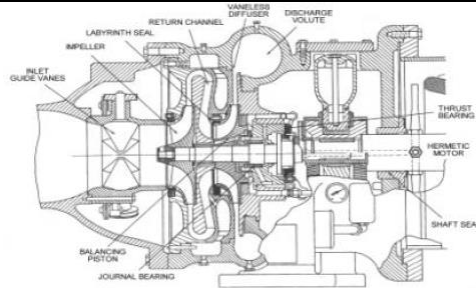
Gambar V.16 Penampang dari *Deethanizer Column*

Spesifikasi alat *Deethanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe tray	: <i>Cross flow sieve tray</i>
Kapasitas	: 176,251 ft ³ /jam
Diameter kolom	: 4 ft atau 1,2192 m
Tinggi kolom	: 56,841 ft atau 17,325 m
Tray spacing	: 15 in atau 0,381 m
Active area	: 9,155 ft atau 2,79 m
Hole area	: 0,4343 ft ² atau 0,0401 m ²
Downcomer area	: 1,1028 ft ² atau 0,103 m ²
Number of tray	: 26
Berat tutup	: 445,7 lb atau 202,166 kg

16. COMPRESSOR (G-410)

Compressor merupakan alat mekanik yang berfungsi untuk meningkatkan tekanan gas C₃ dan C₄.



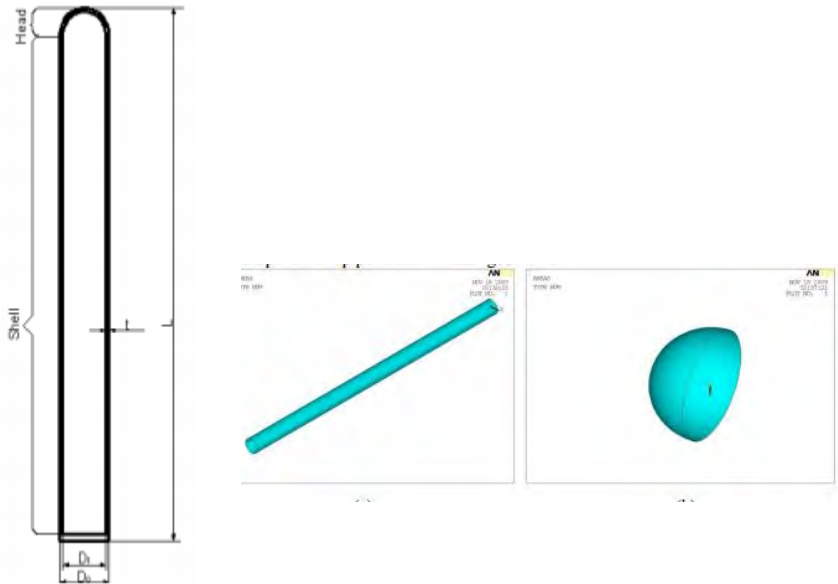
Gambar V.17 Penampang dari *Compressor*

Spesifikasi alat *Compressor* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Material : *Cast steel*
 Jenis : *1 stage axial flow*
 Temperature : 198,566 °C
 Tekanan *stage* : 102,9 psi atau 7,002 atm
 Power : 265,942 hp

17. *CNG Tank (F-411)*

Berfungsi menyimpan CNG untuk pendistribusian ke konsumen baik melalui darat maupun laut. Pendistribusian CNG lebih sering menggunakan tabung-tabung karena jika melalui gas pipa dikhawatirkan ada kebocoran gas karena tekanan yang terlalu besar.



Gambar V.16 Penampang tangki CNG

Spesifikasi alat tangki CNG yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Spherical Tank*
Bahan : SA-516-70
Jumlah : 15 Buah
Diameter0 : 19.248 ft
Tebal Bejana : 2 ft
Volume Bejana : 3541 ft³/ tangki
Berat Tangki : 9351.08 lb

BAB VI UTILITAS

Proses utama dari pabrik CNG dari gas alam ini adalah pemisahan komponen metana menjadi propana dan butana, yang mana membutuhkan sistem utilitas untuk menunjang berlangsungnya proses produksi. Sistem utilitas pabrik CNG ini meliputi:

1. Air
Air digunakan sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.
2. *Steam*
Steam digunakan pada unit stripping, fraksinasi, dan *steam generator (boiler)*.
3. Listrik
Listrik digunakan sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses, serta sebagai penerangan dalam pabrik.

VI.1 Unit Pengolahan Air

Air merupakan salah satu komponen penting baik dalam proses produksi CNG maupun non-proses, karena air digunakan sebagai:

- 1) *Cooling water* pada kondenser *Stripper Amine Regenerator*, kolom *Deethanizer*

Air umpan kondenser (*cooling water*) harus memenuhi persyaratan tertentu agar tidak menimbulkan masalah-masalah, seperti:

- a. Pembentukan Kerak (*scale forming*)
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat, serta suhu tinggi.
- b. Erosi dan Korosi
Korosi dapat terjadi karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut.
- c. Pembentukan Busa (*foaming*)
Air yang diambil dari alat penukar panas dapat menyebabkan *foaming* karena terdapat zat-zat organik,

VI-2

Bab VI Utilitas

VI-8

Bab VI Utilitas

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan program yang mutlak harus dikerjakan dalam setiap perusahaan sebagai upaya pencegahan dan pengendalian kerugian akibat kecelakaan, kerusakan saran perusahaan, serta kerusakan lingkungan. Penerapan K3 di lingkungan pabrik CNG ini sebagai usaha penjabaran Undang-undang No. 1 tahun 1970 dan peraturan mengenai K3 yang lainnya dalam rangka perlindungan terhadap seluruh asset perusahaan, baik sumber daya manusia (SDM) maupun faktor produksi yang lainnya.

VII.1. Tujuan K3

Tujuan dari adanya K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja) adalah menciptakan system K3 di tempat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, tenaga kerja, kondisi, dan lingkungan kerja yang terintegrasi dalam rangka mencegah terjadinya kecelakaan dan penyakit akibat kerja serta terciptanya tempat kerja yang aman, nyaman, efisien, dan produktif.

VII.2. Penyebab dan Akibat Kecelakaan Kerja

Menurut *Suma'mur (1989)*, bahaya atau kecelakaan kerja yang dapat terjadi di lingkungan kerja pabrik CNG, yaitu:

1. Bahaya kebakaran

Kebakaran dapat terjadi karena beberapa hal, antara lain aliran pendek arus listrik, penggunaan/penyalaaan api di area pabrik (misalnya: merokok), penggunaan alat-alat yang menghasilkan percikan api (contoh: alat las) di area bebas api/percikan api, tata ruangan yang buruk, pengoperasian mesin yang salah, dan *maintenance* yang buruk.

2. Ledakan

Ledakan pada alat – alat industri dapat disebabkan oleh desain alat yang salah/kurang tepat, dan pengoperasian peralatan yang tidak tepat.

Kecelakaan kerja pada pabrik CNG dapat berakibat:

1. Proses produksi berhenti



VII-2

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

2. Kerugian material yang besar pada industri
3. Keselamatan dan kesehatan karyawan dan masyarakat sekitar pabrik terancam
4. Pencemaran lingkungan
5. Kerusakan pada alat-alat pabrik

VII.3 Usaha-usaha Kesehatan dan Keselamatan Pabrik

Menurut *Suma'mur (1989)*, bahaya lingkungan kerja, baik fisik maupun kimiawi, perlu dikendalikan dengan cara:

- 1) Pengendalian secara teknik (*mechanical/engineering control*)
- 2) Pengendalian secara administratif (*administrative control*)
- 3) Alat pelindung diri (*personal protective equipment*)

Pengendalian secara teknik (*mechanical / engineering control*)

Beberapa pengendalian secara teknik dari K3 Pabrik CNG adalah sebagai berikut:

1. Tangki
 - Pemilihan material dengan *corrosion allowable* yang tepat (disesuaikan dengan kondisi operasi)
 - Pemasangan *manhole* dan *handhole* untuk inspeksi dan *maintenance*
 - Pemasangan *level gauge* pada tangki penutup
 - Pemasangan *pressure receiving device* untuk tangki bertekanan
 - Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, *manhole* dan *handhole* untuk inspeksi dan *maintenance*
 - *Atmospheric storage tank* dilengkapi dengan ventilasi
 - Sirkulasi udara harus baik
 - Penggunaan pakaian anti asam, masker gas, sarung tangan, dan sepatu karet untuk tangki H_2SO_4
 - Pemasangan tanda bahaya di sekitar tangki
2. Perpipaan
 - Perpipaan diletakkan di atas tanah untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa



- Susunan *valve* dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu *safety* dan diatur sedemikian rupa supaya transportasi tidak terganggu. Pada perpipaan diberi warna yang berbeda, fluida panas pipa berwarna merah, sedangkan untuk fluida dingin menggunakan pipa berwarna biru
- Pipa *steam* dilosped dan dipasang *block valve* sehingga *steam* bisa didatangkan dari berbagai arah seandainya terjadi kerusakan pada pipa *steam*
- Pemasangan *fire stop* pada semua sistem pengeluaran untuk mencegah penyebaran kebakaran.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk pipa *steam* dan pipa air panas agar tidak terjadi luka bakar bila tersentuh oleh karyawan atau petugas, serta mencegah panas yang hilang
- Pemasangan dan pengendalian sambungan pipa yang baik

3. Unit Proses

- Pada daerah di sekitar unit proses terdapat rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya
- Pekerja pada bagian unit proses diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmet*
- Setelah diadakan pembersihan, unit proses harus dites tekanan dan suhu untuk mencegah *over stressing*
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan tangki unit proses.

Pengendalian secara administratif (*administrative control*)

Beberapa pengendalian secara administratif dari K3 Pabrik CNG adalah sebagai berikut :

- Pelatihan dan pemberian informasi tentang K3 pada pekerja
- *Good housekeeping* (pemeliharaan kebersihan dan kerapian tempat kerja)
- Penyediaan alat pelindung diri yang memadai
- Penyediaan sarana kesehatan bagi karyawan seperti poliklinik pabrik
- Pemasangan petunjuk/informasi tentang K3 yang harus dilakukan oleh setiap orang yang berada di kawasan pabrik,



VII-4

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

misalnya: petunjuk pemakaian penutup telinga pada daerah bising, dan lain-lain

- Pemberian sanksi pada pekerja yang tidak melaksanakan K3

Beberapa pengendalian secara teknik dari K3 Pabrik CNG adalah sebagai berikut :

- Perencanaan dan pengaturan tata ruang pabrik yang tepat.
- Pengenalan MSDS bahan yang digunakan dan diproduksi pada pabrik CNG.
- Penyediaan sistem tanda kebakaran/bahaya (alarm) dalam pabrik.
- Pemberian kode-kode bahaya pada setiap peralatan di pabrik seperti kode tangki bertekanan tinggi, tangki penyimpanan bahan kimia berbahaya, dan lain sebagainya.
- Penyediaan ventilasi udara yang baik.
- Penyediaan jalan darurat untuk evakuasi pekerja pabrik.
- Pemasangan alat pelacakan atau peringatan dini seperti detektor asap, detektor gas.
- Penyediaan alat pemadam kebakaran serta unit pemadam kebakaran yang memadai.
- Pengawasan/pengontrolan alat dan proses produksi secara kontinyu.
- Pelaksanaan Maintenance secara proactive dan kontinyu.
- Penanganan secara khusus alat – alat yang beresiko menyebabkan kecelakaan kerja seperti isolasi pada pipa steam, pengecatan pipa sesuai dengan sifat/karakteristik bahan dan lain-lain.

Alat pelindung diri (*Personal Protective Equipment*)

Alat pelindung diri perlu dipilih agar dapat memenuhi beberapa ketentuan yaitu:

- Harus dapat memberikan perlindungan terhadap bahaya yang spesifik oleh pekerja.
- Beratnya harus ringan mungkin.
- Harus dapat dipakai secara fleksibel.



- Bentuknya harus cukup menarik.
- Tidak mudah rusak.
- Tidak menimbulkan bahaya-bahaya tambahan bagi pemakainya.
- Harus memenuhi ketentuan dari standar yang telah ada.
- Tidak terlalu membatasi gerakan dan persepsi sensoris pemakainya.
- Suku cadangnya harus mudah diperoleh sehingga pemeliharaan alat pelindung diri dapat dilakukan dengan mudah.

(Suma'mur, 1989)

Adapun usaha yang dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja pada pabrik CNG ditinjau dari :

Bahan baku

Gas Alam

- Memakai alat pelindung mata.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker gas.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

DEA

- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

TEG

- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

Alat

Pompa

- Bagian "*propeller*" dilengkapi dengan "*casting*".
- Bagian kopling (yang menghubungkan "*propeller*" dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer



VII-6

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

(saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.

- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.

Absorber dan Glycol Contactor

- Dilengkapi pagar pembatas untuk keselamatan pekerja.
- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO_2 dan H_2S (pada proses absorpsi).

Heater atau Cooler

- Dilengkapi dengan valve pada “*Exchanger*” tersebut.
- Dipasang “*drain hole*” secukupnya untuk pembersihan.
- Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu-waktu tertentu.

Boiler

- Dilengkapi dengan isolasi.
- Dilengkapi dengan “*Pressure Safety Valve*” (untuk mengukur tekanan pada boiler)

Individu/pekerja

Bin dan Hopper

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker

Absorber / Glycol Contactor

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker



Kolom Distilasi

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.

VII.4 *Flare Gas Recovery* pada Pabrik CNG

Flare Gas Recovery adalah salah satu metode yang digunakan untuk menurunkan *flare loss* dengan cara me-recover *flare gas* sebagai usaha keselamatan pabrik agar tidak terjadi ledakan dikarenakan *flare gas* berlebih. Pencegahan dan penanggulangan gas flare yang nantinya dibakar di cerobong yang bersifat statis. Gas flare biasanya merupakan gas yang mengandung sentawa pengotor dan aditif namun biasanya kandungannya dibawah ambang batas gas buang.

Sistem *flare gas recovery* dengan emisi lebih rendah dilakukan dengan me-recover flare gas sebelum dibakar di flare. Sistem *recovery unit* harus memproses *flare gas* secara aman dan efisien. *Flare Gas Recovery Unit* ini juga dapat menurunkan emisi kilang dari produk samping pembakaran seperti NO_x , CO , dan CO_2 . *Flare Gas Recovery Unit* memberikan keuntungan bagi suatu unit proses, yaitu :

- Menurunkan *flare loss*
- Menurunkan *fuel consumption*
- Menurunkan *steam consumption*
- Meningkatkan *flare tip life*.
- Menurunkan emisi dari operasi kilang.

Berikut metode yang digunakan untuk menurunkan *flare loss*:

1. *Review* kondisi peralatan proses untuk *minimize* bukaan *control valve* yang ke *flare*.
2. Mengidentifikasi valve yang bocor ke *flare* secara terus menerus dan lakukan perbaikan.
3. Pertimbangan pemasangan *flare gas recovery*.



VII-8

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

VII.5 Pencegahan dan Penanggulangan Kebakaran Pabrik CNG

VII.5.1 Fasilitas Pencegahan Kebakaran

Pencegahan kebakaran adalah suatu metode dan usaha yang terlebih dahulu dilakukan untuk menyelamatkan dan memberikan perlindungan terhadap aset yang ada, baik berupa fasilitas, material dan atau manusia. Pencegahan kebakaran pada pabrik CNG ini dapat berupa pemasangan alat pendeteksi, antara lain:

- a) *Gas detector*, untuk mendeteksi adanya kandungan gas di udara
- b) *Spill detector*, untuk mendeteksi kebocoran CNG
- c) *Heat detector*, untuk mendeteksi adanya panas
- d) *Smoke detector*, bekerja bila ada asap dari hasil pembakaran atau akibat konsleting (hubungan pendek)
- e) *UV/IV detector*, untuk mendeteksi api

VII.5.2 Fasilitas Penanggulangan Kebakaran

Fire protection system merupakan sarana pemadam/penanggulangan kebakaran yang berguna untuk memberikan perlindungan terhadap suatu tempat/fasilitas secara tepat dan cepat. Beberapa sarana pemadam kebakaran pada pabrik CNG ini adalah:

- a) *Water sprinkle/spray system*, memberikan perlindungan terhadap pabrik terhadap paparan radiasi panas, dengan pemberian air bertekanan ke seluruh permukaan yang dilindungi.
- b) *Water deluge system*, memberikan perlindungan dengan cara membanjiri air ke seluruh dinding atau permukaan pabrik.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan fungsi pendukung dari jalannya suatu proses, yang mengawasi dan mengendalikan suatu kondisi operasi sesuai dengan variabel proses yang diinginkan. Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi adalah:

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman, yaitu dengan cara :
 - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda- tanda bahaya secara *interlock* otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - b. Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor-faktor kimianya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.

Variabel pengendalian proses dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Pengaturan secara manual, biasanya peralatan yang dikontrol hanya diberi instrument penunjuk atau pencatan saja, sedangkan untuk pengendalian secara otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu :

- *Sensor*

Sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses.

- *Elemen penguat*

Elemen penguat berfungsi untuk mengubah perubahan besaran fisik yang dideteksi oleh sensor menjadi signal yang dapat dibaca oleh controller.

- *Controller*

Controller merupakan elemen yang berfungsi mengatur besaran proses agar tetap sesuai dengan kondisi

VIII-2

Bab VIII Instrumentasi

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Pengolahan limbah dilakukan karena berorientasi pada akibat yang ditimbulkan dalam lingkungan terutama pada daerah sekitar industri maupun efek keseluruhan untuk semua lingkungan. Dengan prinsip pencegahan dan penanggulangan pencemaran harus dapat menjamin terpeliharanya kepentingan umum dan keseimbangan lingkungan, dengan tetap memperhatikan kepentingan pihak industri. Limbah pabrik CNG yang dihasilkan ada 1 jenis yaitu limbah gas.

IX.1 Upaya Minimalisasi Limbah Pabrik CNG

Timbunan limbah dari aktivitas pabrik CNG ini dapat diklasifikasikan dalam jenis limbah Berbahaya dan Beracun (B3). Dalam pengelolaan limbah, pabrik CNG ini menerapkan prinsip pada PT. Badak NGL yaitu prinsip 3R (*Reduce, Reuse, Recycle*) sebagai upaya meminimalisasi limbah.

a) *Reduce*

Prinsip ini dapat dilakukan dengan penerapan peningkatan kinerja prosedur standar operasi yang ketat untuk pencegahan tumpahan bahan-bahan kimia. Selain itu, dapat diterapkan *paperless system* (menerapkan dokumentasi elektronik) untuk mengurangi pemakaian kertas.

b) *Reuse*

Prinsip ini dapat direapkan juga pada proses regenerasi larutan Amine pada *Acid Gas Removal Unit*, proses regenerasi air untuk umpan boiler, pemanfaatan kembali air sungai untuk proses pendinginan serta pemanfaatan kembali *scrap material*.

c) *Recycle*

Prinsip *recycle* diterapkan untuk mengelola minyak pelumas bekas. tahap awal dari proses daur ulang adalah proses pemisahan air dan pengotor lain dari minyak pelumas bekas. Tahap berikutnya yaitu proses daur ulang dilakukan dengan cara kerja sama dengan perusahaan pengelola minyak



pelumas bekas yang memiliki lisensi dari Kementerian Lingkungan Hidup.

IX.2 Sumber dan Penanganan Limbah Pabrik CNG

1) Limbah Gas

Limbah gas pada pabrik ini berasal dari proses *acid gas removal*. Limbah gas berupa H_2S dari kilang ini diolah di *sulfur recovery unit* sebagai bahan baku asam sulfat. Sedangkan limbah gas berupa CO_2 dapat diolah menjadi *dry ice*, pemadam kebakaran, atau dijual pada pabrik soda.

BAB X

KESIMPULAN

Dari rancangan pabrik CNG dari *Natural Gas* yang kami buat, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Rencana Operasi
Pabrik CNG ini beroperasi secara *semi-continue* selama 24 jam dalam 330 hari.
2. Kapasitas Produksi
Kapasitas produksi dari pabrik CNG ini adalah sebesar 7 MMScfd (7603.94 Kg/Jam) dengan CNG yang dihasilkan adalah sebesar 78%.
3. Bahan Baku
Bahan baku utama dari pabrik CNG ini adalah *Natural Gas* dengan jumlah sebesar 12418 kg/jam (11.01 MMScfd). Sedangkan untuk bahan baku pendukung yang diperlukan antara lain:
DEA : 1406.238 kg/jam
TEG : 24984 kg/jam
4. Proses
Proses produksi CNG dilakukan metode penghilangan *impurities* bahan baku menggunakan larutan *amine* dan *glycol*, dan untuk menghasilkan produk CNG menggunakan unit *Compressing*.
5. Utilitas
Untuk utilitas pabrik, diperlukan antara lain:
Air sanitasi : 7.488 m³/hari
Cooling water : 0.3537 m³/hari
Boiler feed water : 488.557 m³/hari
Listrik : 454,832 hp/hari
6. Limbah
Limbah yang dihasilkan selama proses produksi CNG berupa:
Gas CO₂ : *dry ice*, pemadam kebakaran, bahan baku pabrik soda
Gas H₂S : bahan baku pembuatan asam sulfat

DAFTAR PUSTAKA

- Agus Sugiyono, d. (2013). Indonesia Energi Outlook 2013. Jakarta: pusat teknologi pengembangan Sumber daya energi (PTSPSE).
- Anonim. (2000). proyek transportasi kota yang berkelanjutan. Studi kelayakan proyek uji coba dengan bahan bakar gas di surabaya, 1-37.
- Arthur j. kidnay, w. R. (2006). *Fundamental of natural gas processing*. london: taylor and francis group.
- A.S. Nasution, A. H. (2011). Gas bumi untuk bahan bakar gas dan bahan baku petrokimia. pusat penelitian dan pengembangan teknologi Minyak dan Gas Bumi (LEMIGAS), 1-6.
- IKOKU, C. U. (1984). natural gas production engineering. In C. U. IKOKU, natural gas production engineering (p. 18). canada: library of congress cataloging.
- Kidnay, A. J. (2011). fundamental of natural gas processing. amerika: taylor and franciss group.
- Manfaat/ kegunaan gas alam. (2012, Desember 13). Retrieved Desember 9, 2014, from Channel 13: <http://jaringantigabelas.blogspot.com/2012/12/manfaatkegunaan-gas-alam.html>
- Nasir, M. (2012). Potret Kinerja Migas Indonesia. kementerian keuangan indonesia, 10.
- Norrie. (2010). sweetening unit using amine solution. *gas dehydration by low separation*, 1-19.
- Sumardjo, D. (2009). *Pengantar Kimia: Buku Panduan Kuliah Mahasiswa Kedokteran dan Program Strata I Fakultas Bioeksakta*. Jakarta: EGC.
- Sumardjo, D. (2009). *Pengantar Kimia: Buku Panduan Kuliah Mahasiswa Kedokteran dan Program Strata I Fakultas Bioeksakta*. Jakarta: EGC.
- Tomi Santoso, I. S. (2011). DESAIN TANGKI DAN TINJAUAN KEKUATANNYA PADA KAPAL PENGANGKUT

compressed natural gas (CNG). Institut Teknologi
Sepuluh Nopember, 1-10.

APPENDIX A

NERACA MASSA

Kapasitas = 7 MMScfd (8705 m³/jam)
 Waktu Operasi = 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Basis waktu = 1 jam
 Satuan = kg

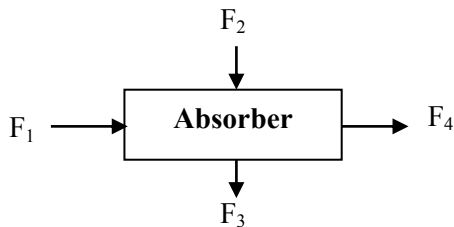
Dengan menggunakan basis perhitungan maka didapatkan feed gas:
 11.01 MMScfd = 12996.82 m³/jam = 534.837 kmol/jam

Komposisi sour gas di subang

Komponen	% Mol	BM	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	64.43	16.02	344.5955	5520.4195
C ₂ H ₆	5.65	30.07	30.2182	908.6639
C ₃ H ₈	4.07	44.09	21.7678	959.7452
n-C ₄ H ₁₀	0.9	58.12	4.8135	279.7625
n-C ₅ H ₁₂	0.5	72	2.6741	192.5413
n-C ₆ H ₁₄	0.32	86	1.7114	147.1871
n-C ₇ H ₁₈	0.15	102	0.8022	81.8300
C ₆ H ₆	0.37	78	1.9788	154.3539
CO ₂	12.5	44	66.8546	2941.6035
H ₂ S	1.9	34	10.1619	345.5047
H ₂ O	9.21	18	49.2584	886.6527
TOTAL	100		534.837	12418.2647

1. Amine Contactor (D-110)

Kegunaan : Untuk menyerap gas H₂S dan CO₂ dari gas alam



Dalam absorber terdapat dua reaksi penghilangan gas asam (CO₂ dan H₂S) :

a) Reaksi penyerapan H₂S

Konversi reaksi 0.95 (*kirk othmer*) :

$$2(C_2H_5O)_5NH + H_2S \leftrightarrow ((C_2H_5O)_2NH_2)_2S$$

Mula-mula:	19.308	10.162	
Bereaksi :	19.308	9.654	
Sisa :	0	0.508	9.654

b) Reaksi penyerapan CO₂

Konversi reaksi 0.95 (*kirk othmer*) :

$$2(C_2H_5O)_5NH + 2CO_2 + 4H_2O \leftrightarrow 2((C_2H_5O)_2COONH) + 4H_2O$$

Mula-mula:	63.512	66.855	
Bereaksi :	63.512	63.512	
Sisa :	0	3.343	63.512

Larutan DEA yang digunakan adalah dengan konsentrasi optimalnya yaitu 35 %:

Dari reaksi diatas maka jumlah larutan DEA yang dibutuhkan adalah:

Larutan DEA 35 % : 82.819 Kmol/jam

Menghitung BM Campuran DEA :

BM Campuran : (0.35 x 105.18) + (0.65 x 18)
: 48.513 Kg/Kmol

Berat DEA Sol. Yang dibutuhkan : 4017.8 Kg/jam

Komposisi :

a) DEA 35 % : 1406.238 Kg/jam : 28.987 kmol/jam

b) Air 65 % : 2611.585 Kg/jam : 53.833 kmol/jam
82.819 K mol/jam

Neraca Massa Masuk Absorber

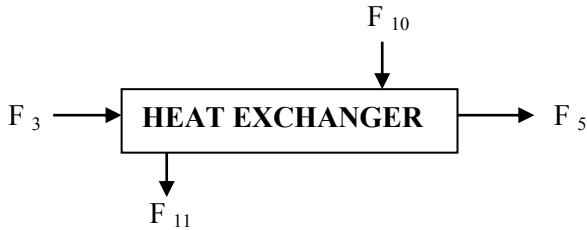
Komposisi	F1		F2	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
CH ₄	344.59548	5520	0	0
C ₂ H ₆	30.218291	908.7	0	0
C ₃ H ₈	21.767866	959.7	0	0
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	279.8	0	0
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	192.5	0	0

Komposisi	F1		F2	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	147.2	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	81.83	0	0
C ₆ H ₆	1.9788969	154.4	0	0
CO ₂	66.854625	2942	0	0
H ₂ S	10.161903	345.5	0	0
H ₂ O	49.258488	886.7	53.832681	1406.238
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	28.986828	2611.584
TOTAL	534.837	12418	82.81951	4017.823

Neraca Massa keluar Absorber

Komposisi	F3		F4	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
CH ₄	0	0	344.59548	5520.42
C ₂ H ₆	0	0	30.218291	908.664
C ₃ H ₈	0	0	21.767866	959.7452
n-C ₄ H ₁₀	0	0	4.813533	279.7625
n-C ₅ H ₁₂	0	0	2.674185	192.5413
n-C ₆ H ₁₄	0	0	1.7114784	147.1871
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0.8022555	81.83006
C ₆ H ₆	0	0	1.9788969	154.354
CO ₂	63.511894	2795	3.3427313	147.0802
H ₂ S	9.6538079	328.2	0.5080952	17.27524
H ₂ O	0	0	49.258488	886.6528
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076	936.7		
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5119	3081		
TOTAL	155.985	7140.58	461.6713	9295.51

2. Heat Exchanger (E-111)



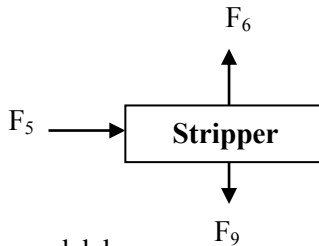
Neraca Massa masuk Heat Exchanger

Komposisi	F3		F 10	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	63.511894	2795	0	0
H ₂ S	9.6538079	328.2	0	0
H ₂ O	0	0	53.832681	1406.238
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	28.986828	2611.584
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076	936.7	0	0
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5119	3081	0	0
TOTAL	155.985	7140.58	82.81951	4017.823

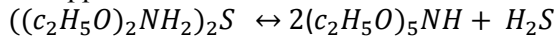
Neraca Massa Keluar Heat Exchanger

Komposisi	F5		F 11	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	63.511894	2795	0	0
H ₂ S	9.6538079	328.2	0	0
H ₂ O	0	0	53.832681	1406.238
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	28.986828	2611.584
((C ₂ H ₅ O) ₂ NH) ₂ S	19.3076	936.7	0	0
(C ₂ H ₅ O) ₂ COONH	63.5119	3081	0	0
TOTAL	155.985	7140.58	82.81951	4017.823

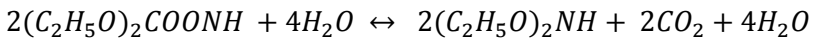
3. Stripper



Reaksi dalam stripper adalah :



Dan



Asumsi Reaksi terkonversi 100 %:

Neraca Massa Masuk Stripper

Komposisi	F 5	
	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	0	0
C ₂ H ₆	0	0
C ₃ H ₈	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0
C ₆ H ₆	0	0
CO ₂	63.511894	2795
H ₂ S	9.6538079	328.2
H ₂ O	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076	936.7
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5119	3081
TOTAL	155.985	7140.58

Neraca Massa Keluar Stripper

Komposisi	F 9		F 6	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	63.511894	2794.523
H ₂ S	0	0	9.6538079	328.2295

Komposisi	F 9		F 6	
	Laju Kmol/jam	laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju kg/jam
H ₂ O	53.294354	2611.585	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	1406.238	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	0	0	0	0
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	0	0	0	0
TOTAL	82.81951	4017.823	73.1657	3122.753

4. Cooler (E-112)

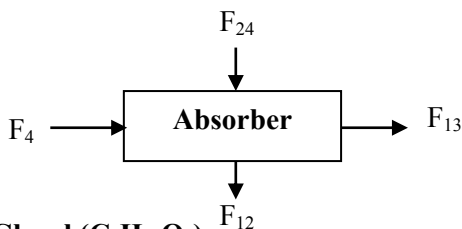


Neraca Massa

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
F 11:		F 2:	
H ₂ O	2611.585	H ₂ O	2611.585
C ₄ H ₁₁ NO ₂	1406.238	C ₄ H ₁₁ NO ₂	1406.238
Jumlah	4017.8229	Jumlah	4017.8229

5. Glycol Contactor (D-210)

Kegunaan : Untuk menyerap uap air dalam gas alam



Triethylene Glycol (C₆H₁₄O₄) :

- Densitas TEG : 1.1255 Kg/L
- BM TEG : 150
- Sirkulasi rate glycol : 3 L TEG/jam (yang paling umum digunakan)

Neraca Massa Masuk Glycol Contactor

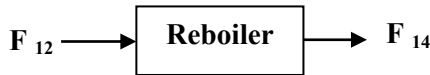
Komposisi	F4		F 24	
	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	344.5954791	5520.419575	0	0
C ₂ H ₆	30.2182905	908.6639953	0	0
C ₃ H ₈	21.7678659	959.7452075	0	0
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	279.762538	0	0
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	192.54132	0	0
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	147.1871424	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	81.830061	0	0
C ₆ H ₆	1.9788969	154.3539582	0	0
CO ₂	3.34273125	147.080175	0	0
H ₂ S	0.50809515	17.2752351	0	0
H ₂ O	49.258488	886.6527786	6.974963	125.54934
C ₆ H ₁₄ O ₄	0	0	166.56213	24984.319
TOTAL	461.671298	9295.511986	173.53709	25109.868

Neraca Massa keluar Glycol Contactor

Komposisi	F12		F 13	
	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	34.43887218	551.7107323	310.15661	4968.7088
C ₂ H ₆	3.020015953	90.81187969	27.198275	817.85212
C ₃ H ₈	2.175480518	95.91693604	19.592385	863.82827
n-C ₄ H ₁₀	0.481064488	27.95946804	4.3324685	251.80307
n-C ₅ H ₁₂	0.267258049	19.24257952	2.406927	173.29874
n-C ₆ H ₁₄	0.171045151	14.70988301	1.5404332	132.47726
n-C ₇ H ₁₈	0.080177415	8.178096296	0.7220781	73.651965
C ₆ H ₆	0.197770956	15.42613458	1.7811259	138.92782
CO ₂	0.334072561	14.69919269	3.0086587	132.38098

Komposisi	F12		F 13	
	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
H ₂ S	0.050779029	1.726486996	0.4573161	15.548748
H ₂ O	54.263112	976.736010	1.970340	35.466111
C ₆ H ₁₄ O ₄	166.5621273	24984.31909	0	0
TOTAL	262.041775	26801.43649	373.16661	7603.9439

6. Reboiler

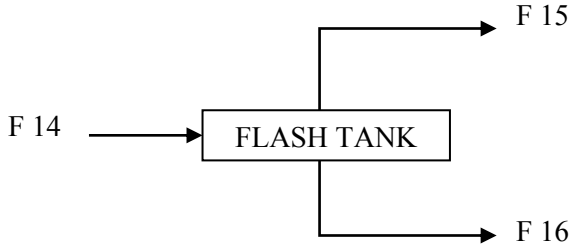


Neraca Massa Reboiler

Komposisi	F 12		F 14	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₄	34.43887	551.7107323	34.438872	551.7107
C ₂ H ₆	3.020016	90.81187969	3.020016	90.81188
C ₃ H ₈	2.175481	95.91693604	2.1754805	95.91694
n-C ₄ H ₁₀	0.481064	27.95946804	0.4810645	27.95947
n-C ₅ H ₁₂	0.267258	19.24257952	0.267258	19.24258
n-C ₆ H ₁₄	0.171045	14.70988301	0.1710452	14.70988
n-C ₇ H ₁₈	0.080177	8.178096296	0.0801774	8.178096
C ₆ H ₆	0.197771	15.42613458	0.197771	15.42613
CO ₂	0.334073	14.69919269	0.3340726	14.69919
H ₂ S	0.050779	1.726486996	0.050779	1.726487
H ₂ O	54.26311	976.7360096	54.263112	976.736
C ₆ H ₁₄ O ₄	166.5621	24984.31909	166.56213	24984.32
TOTAL	262.0418	26801.43649	262.04178	26801.44

7. Flash Tank (D-221)

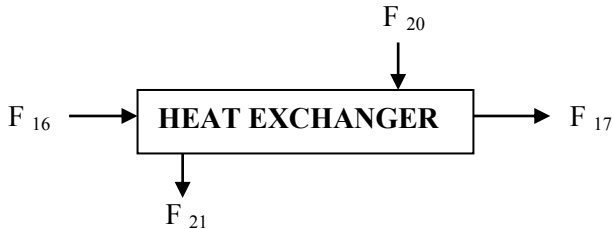
Berfungsi : Untuk menghilangkan gas hidrokarbon yang terlarut



Neraca Massa Flash Tank

Komposisi	F14		F15		F16	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₄	34.44	551.71	4.53	72.51	29.91	479.20
C ₂ H ₆	3.02	90.81	0.03	1.05	2.99	89.77
C ₃ H ₈	2.18	95.92	0.02	0.80	2.16	95.12
n-C ₄ H ₁₀	0.48	27.96	0.00	0.05	0.48	27.91
n-C ₅ H ₁₂	0.27	19.24	0.00	0.02	0.27	19.22
n-C ₆ H ₁₄	0.17	14.71	0.00	0.01	0.17	14.70
n-C ₇ H ₁₈	0.08	8.18	0.00	0.00	0.08	8.18
C ₆ H ₆	0.20	15.43	0.00	0.01	0.20	15.41
CO ₂	0.33	14.70	0.00	0.02	0.33	14.68
H ₂ S	0.05	1.73	0.00	0.00	0.05	1.73
H ₂ O	54.26	976.74	11.24	202.26	43.03	774.47
C ₆ H ₁₄ O ₄	166.56	24984.32	105.87	15880.61	60.69	9103.70
TOTAL	262.04	26801.44	121.69	16157.34	140.35	10644.09

8. Heat Exchanger (E-222)



Neraca Massa masuk Heat Exchanger

Komposisi	F 16		F 20	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₄	29.91267	479.2009274	0	0
C ₂ H ₆	2.98521	89.76526143	0	0
C ₃ H ₈	2.157419	95.12061736	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0.480181	27.90813836	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0.266985	19.22295358	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0.170934	14.70028113	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0.080153	8.175593989	0	0
C ₆ H ₆	0.197622	15.41449182	0	0
CO ₂	0.333647	14.68045264	0	0
H ₂ S	0.050769	1.726152428	0	0
H ₂ O	43.02623	774.4722098	2.1513	38.7236
C ₆ H ₁₄ O ₄	60.69137	9103.704946	60.69	9103.69
TOTAL	140.3532	10644.09203	62.8426	9142.42

Neraca Massa keluar Heat Exchanger

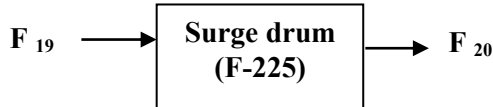
Komposisi	F 17		F 21	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₄	29.91267	479.2009274	0	0
C ₂ H ₆	2.98521	89.76526143	0	0
C ₃ H ₈	2.157419	95.12061736	0	0

Komposisi	F 17		F 21	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0.480181	27.90813836	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0.266985	19.22295358	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0.170934	14.70028113	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0.080153	8.175593989	0	0
C ₆ H ₆	0.197622	15.41449182	0	0
CO ₂	0.333647	14.68045264	0	0
H ₂ S	0.050769	1.726152428	0	0
H ₂ O	43.02623	774.4722098	2.1513	38.7236
C ₆ H ₁₄ O ₄	60.69137	9103.704946	60.69	9103.69
TOTAL	140.3532	10644.09203	62.8426	9142.42

9. Regenerator (D-220)

Komposisi	Masuk		Keluar			
	Aliran 1		Aliran 2		Aliran 3	
	kmol/jam	kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₄	29.91	479.20	29.91	479.20	0.00	0.00
C ₂ H ₆	2.99	89.77	2.99	89.77	0.00	0.00
C ₃ H ₈	2.16	95.12	2.16	95.12	0.00	0.00
n-C ₄ H ₁₀	0.48	27.91	0.48	27.91	0.00	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.27	19.22	0.27	19.22	0.00	0.00
n-C ₆ H ₁₄	0.17	14.70	0.17	14.70	0.00	0.00
n-C ₇ H ₁₈	0.08	8.18	0.08	8.18	0.00	0.00
C ₆ H ₆	0.20	15.41	0.20	15.41	0.00	0.00
CO ₂	0.33	14.68	0.33	14.68	0.00	0.00
H ₂ S	0.05	1.73	0.05	1.73	0.00	0.00
H ₂ O	43.03	774.47	40.87	735.75	2.15	38.72
C ₆ H ₁₄ O ₄	60.69	9103.70	0.00	0.01	60.69	9103.69
TOTAL	140.35	10644.09	77.51	1501.68	62.84	9142.42

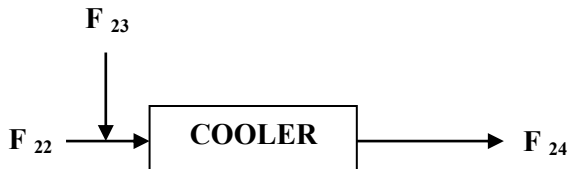
10. Surge drum



Neraca Massa Surge drum

Komponen	Masuk		Keluar	
	F 19		F 20	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ O	2.1513117	38.72361049	2.151312	38.72361049
C ₆ H ₁₄ O ₄	60.6912768	9103.691525	60.69128	9103.691525
Total	62.842589	9142.415135	62.84259	9142.415135

11. Cooler (E-211)

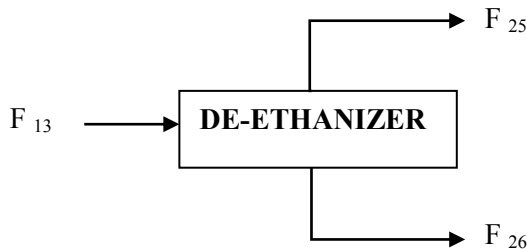


Neraca Massa Cooler

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
F 22:		F 24 :	
H ₂ O	38.7236	H ₂ O	125.5493
TEG	9103.6915	TEG	24984.3191
F 23:			
H ₂ O	86.8257		
TEG	15880.6276		
Jumlah	25109.8684	Jumlah	25109.8684

12. De-ethanizer (D-310)

Berfungsi : Untuk memisahkan methane dan ethane serta fraksi ringan lainnya dari fraksi beratnya (propane dan butane)



Komponen	Boiling Point (K)	Antoine coefficients		
		A	B	C
CH ₄	111.16	13.584	958.13	-3.72
C ₂ H ₆	184.60	13.8797	1582.2	-13.762
C ₃ H ₈	231.10	13.7097	1872.8	-25.101
n-C ₄ H ₁₀	272.70	13.9836	2292.4	-27.862
n-C ₅ H ₁₂	309.20	13.9778	2554.6	-36.253
n-C ₆ H ₁₄	341.90	14.0568	2825.4	-42.709
n-C ₇ H ₁₈	371.60	14.56	3096.2	-49.165
C ₆ H ₆	353.20	15.0632	3367.1	-55.621
CO ₂		15.3768	1956.3	-2.117
H ₂ S	213.50	15.5	3500	-30
H ₂ O	373.20	16.53	3985.4	-38.997

Feed masuk DE-Ethanizer (F 14)

Komponen	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam	Xf
CH ₄	310.16	4968.708843	0.831147791
C ₂ H ₆	27.20	817.8521156	0.072885069
C ₃ H ₈	19.59	863.8282715	0.05250305

APENDIKS A

Komponen	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam	Xf
n-C ₄ H ₁₀	4.33	251.8030699	0.011610011
n-C ₅ H ₁₂	2.41	173.2987405	0.006450006
n-C ₆ H ₁₄	1.54	132.4772594	0.004128004
n-C ₇ H ₁₈	0.72	73.6519647	0.001935002
C ₆ H ₆	1.78	138.9278236	0.004773005
CO ₂	3.01	132.3809823	0.008062508
H ₂ S	0.46	15.5487481	0.001225501
H ₂ O	1.97	35.46611114	0.005280053
TOTAL	373.1666139	7603.94393	1

Menghitung T bubble point pada Feed:

T= 40°C = 313 K

P= 3 Mpa = 3000 Kpa

Komponen	x _f	Psat Kpa	K _i	α	α.x _f	y _i
CH ₄	0.83	35812.88	11.94	4921.19	4090.23	0.9989
C ₂ H ₆	0.07	5390.19	1.80	46.78	3.41	0.0008
C ₃ H ₈	0.05	1345.57	0.45	11.68	0.61	0.0001
n-C ₄ H ₁₀	0.01	381.40	0.13	3.31	0.04	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	0.01	115.24	0.04	1.00	0.01	0.0000
n-C ₆ H ₁₄	0.00	36.73	0.01	0.32	0.00	0.0000
n-C ₇ H ₁₈	0.00	16.85	0.01	0.15	0.00	0.0000
C ₆ H ₆	0.00	7.25	0.00	0.06	0.00	0.0000
CO ₂	0.01	8815.26	2.94	76.50	0.62	0.0002
H ₂ S	0.00	22.93	0.01	0.20	0.00	0.0000
H ₂ O	0.01	7.28	0.00	0.06	0.00	0.0000
TOTAL	1.00				4094.92	1.00

Perhitungan Distribusi Komponen

Diharapkan Kemurnian CH₄ dan C₂H₆ sebagai produk atas hingga 99,5 %

Neraca Massa DE-ETHANIZER

Komponen	F 15 Kmol/j	Xf	F28 Kmol/j	Xd	F 30 kmol/j	Xb
CH ₄	310.16	0.83115	308.6058	0.908	1.550783	0.04658
C ₂ H ₆	27.198	0.07289	27.06228	0.0796	0.135991	0.00408
C ₃ H ₈	19.592	0.0525	0.587772	0.0017	19.00461	0.57082
n-C ₄ H ₁₀	4.3325	0.01161	0.086649	0.0003	4.245819	0.12753
n-C ₅ H ₁₂	2.4069	0.00645	0.024069	7E-05	2.382858	0.07157
n-C ₆ H ₁₄	1.5404	0.00413	0.015404	5E-05	1.525029	0.04581
n-C ₇ H ₁₈	0.7221	0.00194	0.007221	2E-05	0.714857	0.02147
C ₆ H ₆	1.7811	0.00477	0.017811	5E-05	1.763315	0.05296
CO ₂	3.0087	0.00806	3.008659	0.0089	0	0
H ₂ S	0.4573	0.00123	0.457316	0.0013	0	0
H ₂ O	1.9703	0.00528	0	0	2	0.05918
Total	373.2	1	339.873	1	33.2936	1

Menghitung Temperatur pada distillate (F 28)

Dew Point

Ttrial = 24 °C= 297.1 K

P = 5 Mpa= 5000 Kpa

Komponen	yi	Psat	Ki	α	yi/α	Xi
CH ₄	0.908	30276.6	6.055314	461.25	0.001969	0.14995
C ₂ H ₆	0.0796	4006.05	0.801209	61.03	0.001305	0.09938
C ₃ H ₈	0.0017	919.859	0.183972	14.014	0.000123	0.0094

APENDIKS A

Komponen	yi	Psat	Ki	α	yi/ α	Xi
n-C ₄ H ₁₀	0.0003	237.21	0.047442	3.6138	7.05E-05	0.00537
n-C ₅ H ₁₂	7E-05	65.6404	0.013128	1	7.08E-05	0.00539
n-C ₆ H ₁₄	5E-05	19.1069	0.003821	0.2911	0.000156	0.01186
n-C ₇ H ₁₈	2E-05	7.93844	0.001588	0.1209	0.000176	0.01338
C ₆ H ₆	5E-05	3.06336	0.000613	0.0467	0.001123	0.08554
CO ₂	0.0089	6279.12	1.255824	95.659	9.25E-05	0.00705
H ₂ S	0.0013	10.9806	0.002196	0.1673	0.008044	0.6127
H ₂ O	0	2.96987	0.000594	0.0125	0	0
Total					0.013128	1.00002

Menghitung Temperatur pada bottom (F 29)

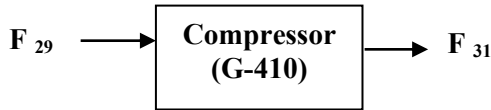
Buble point

Ttrial = 108.8 °C = 455.75 K

P = 6 Mpa = 6000 Kpa

Komponen	Xw	Psat	Ki	α	Xi. α	Yi
CH ₄	0.0466	62931.9	10.488	86.912	4.048294	0.48855
C ₂ H ₆	0.0041	14483.3	2.413	20.002	0.081702	0.00986
C ₃ H ₈	0.5708	4718.73	0.78645	6.5168	3.719927	0.44892
n-C ₄ H ₁₀	0.1275	1820.14	00.3033	2.5137	0.320565	0.03869
n-C ₅ H ₁₂	0.0716	724.084	0.120	1	0.071571	0.00864
n-C ₆ H ₁₄	0.0458	306.277	0.05104	0.423	0.019375	0.00234
n-C ₇ H ₁₈	0.0215	190.912	0.019	0.2637	0.005661	0.00068
C ₆ H ₆	0.053	114.491	0.1285	0.1581	0.008374	0.00101
CO ₂	0	27570.2	10.6426	38.076	0	0
H ₂ S	0	257.546	0.2416	0.3557	0	0
H ₂ O	0.0592	134.828	0.1768	0.1862	0.011102	0.00133
Total					8.286489	1.00002

13. Kompresor



Neraca Massa unit kompresor

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
F 29:		F 31 :	
CH ₄	4943.865	CH ₄	4943.865
C ₂ H ₆	813.7629	C ₂ H ₆	813.7629
C ₃ H ₈	25.9149	C ₃ H ₈	25.9149
n-C ₄ H ₁₀	5.0361	n-C ₄ H ₁₀	5.0361
n-C ₅ H ₁₂	1.7329	n-C ₅ H ₁₂	1.7329
n-C ₆ H ₁₄	1.3248	n-C ₆ H ₁₄	1.3248
n-C ₇ H ₁₈	0.7365	n-C ₇ H ₁₈	0.7365
C ₆ H ₆	1.3893	C ₆ H ₆	1.3893
CO ₂	132.381	CO ₂	132.381
H ₂ S	15.5488	H ₂ S	15.5488
Jumlah	7603.94	Jumlah	7603.94

APPENDIX B NERACA ENERGI

Waktu Operasi = 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Basis waktu = 1 jam
 Satuan = Kkal/jam
 Suhu Reference = 25°C

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = H = \int_{T_{ref}}^T n x C_p x dT$$

Dimana:

n = Mol (Kmol)

C_p = Kapasitas panas (KJ/Kmol)

T = Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)

Persamaan untuk menghitung kapasitas neraca panas

$$Cp = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Jika Cp adalah fungsi dari temperature maka persamaan menjadi

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

$$Cp^0 : C1 + C2 \left[\frac{C3/T}{\text{SINH}(\frac{C3}{T})} \right]^2 + C4 \left[\frac{C5/T}{\text{COSH}(\frac{C5}{T})} \right]^2$$

Untuk menghitung entalpi reaksi panas pembentukan menggunakan rumus :

$$\Delta H_{R25C} = \sum_{\text{produk}} n_i H_{f_i} - \sum_{\text{reaktan}} n_i H_{f_i}$$

Perhitungan energy untuk system yang melibatkan reaksi :

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_R + N \int_{T_1}^{T_2} Cp dT_{out} - N \int_{T_1}^{T_2} Cp dT_{in}$$

Dengan menggunakan basis perhitungan maka didapatkan feed gas:

$$11.01 \text{ MMScfd} = 12996.82 \text{ m}^3/\text{jam} = 534.837 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi sour gas di subang

Komponen	% Mol	BM	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	64.43	16.02	344.5955	5520.4195
C ₂ H ₆	5.65	30.07	30.2182	908.6639
C ₃ H ₈	4.07	44.09	21.7678	959.7452
n-C ₄ H ₁₀	0.9	58.12	4.8135	279.7625
n-C ₅ H ₁₂	0.5	72	2.6741	192.5413
n-C ₆ H ₁₄	0.32	86	1.7114	147.1871
n-C ₇ H ₁₈	0.15	102	0.8022	81.8300
C ₆ H ₆	0.37	78	1.9788	154.3539
CO ₂	12.5	44	66.8546	2941.6035
H ₂ S	1.9	34	10.1619	345.5047

APENDIKS A

H ₂ O	9.21	18	49.2584	886.6527
TOTAL	100		534.837	12418.2647

Data Kapasitas panas gas :

Komposisi	Cp (J/Kmol.K)				
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₄	3.33E-06	7.99E-06	2.09E-03	4.16E-06	9.92E+02
C ₂ H ₆	4.03E-06	1.34E-05	1.66E-03	7.32E-06	7.53E+02
C ₃ H ₈	5.19E-06	1.92E-05	1.63E-03	1.17E-05	723.6
n-C ₄ H ₁₀	7.13E-06	2.43E-05	1.63E-03	1.50E-05	7.30E+02
n-C ₅ H ₁₂	8.81E-06	3.01E-05	1.65E-03	1.89E-05	7.48E+02
n-C ₆ H ₁₄	1.04E-05	3.52E-05	1.69E-03	2.37E-05	7.62E+02
n-C ₇ H ₁₈	1.20E-05	4.00E-05	1.68E-03	2.74E-05	7.56E+02
C ₆ H ₆	4.48E-06	2.31E-01	1.48E-03	1.68E-05	6.78E+02
CO ₂	2.94E-06	3.45E-06	1.43E-03	2.64E-06	5.88E+02
H ₂ S	3.33E-06	2.61E-06	9.13E-04	-1.80E-06	949.4
H ₂ O	3.34E-06	2.68E-06	2.61E-03	8.90E-07	1.17E+03

Sumber : perry handbook hal 2-168-170

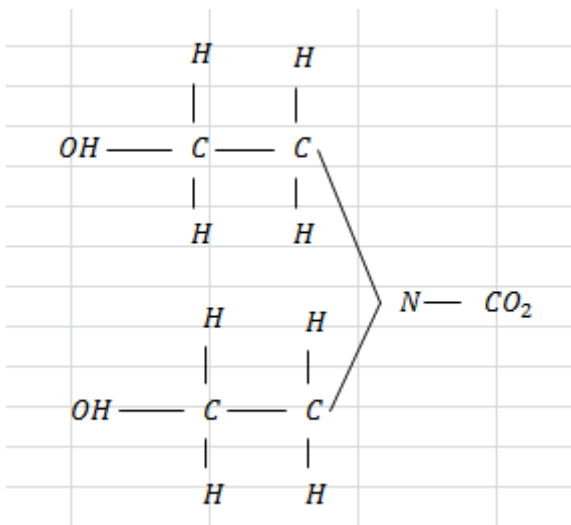
Data Kapasitas panas liquid :

Komposisi	Cp (J/Kmol.K)				
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	238520	-1038.4	4.0587	-0.00447	0
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	101330	243.18	0	0	0
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.01412	9.38E-06
C ₄ H ₁₁ NO ₂	184200	286	0	0	0

Sumber : perry handbook

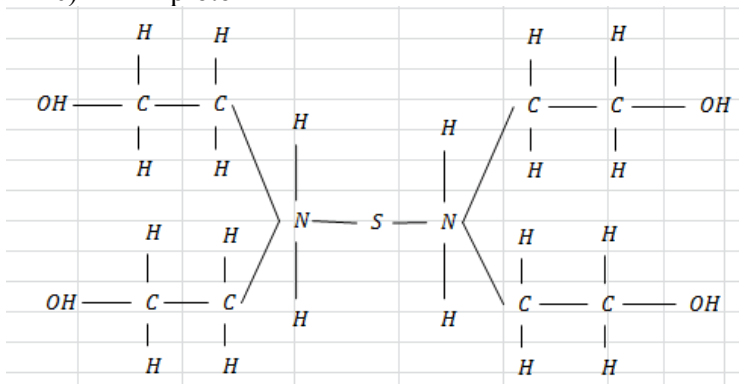
Data Entalpi pembentukan

Komposisi	ΔHf ₂₉₈
	KJ/Kmol
CO ₂	-393.509
H ₂ S	-20.63
H ₂ O	-285.83



Group	n	$\Delta H_f^{\circ} \text{liq}$	
O-HC	2	-191.5	-383
Cd-2H	4	21.75	87
N-C-2Cd	1	97.38	97.38
O-C-O	1	-23.5	-23.5
TOTAL		-222.12	

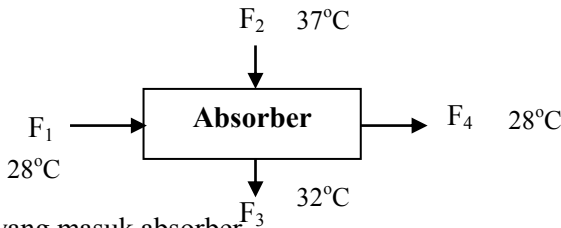
c) DEA proton



Group	n	$\Delta H_f^{\circ} \text{ liq}$	
O-HC	4	-191.5	-766
Cd-2H	8	21.75	174
N-2H-2Cd	2	50.5	101
TOTAL			-491

14. Amine Contactor (D-110)

Kegunaan : Untuk menyerap gas H_2S dan CO_2 dari gas alam



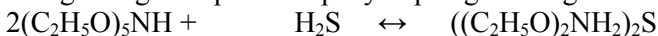
Panas yang masuk absorber

Tin Sour gas = 28 °C = 301 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (Kj/Kmol)	HF1	
			KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	344.5954791	1.1E-08	4E-06	9.3E-07
C ₂ H ₆	30.2182905	1.7E-08	5E-07	1.3E-07
C ₃ H ₈	21.7678659	2.4E-08	5E-07	1.3E-07
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	3.1E-08	2E-07	3.6E-08
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	3.9E-08	1E-07	2.5E-08
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	4.6E-08	8E-08	1.9E-08
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	5.2E-08	4E-08	1E-08
C ₆ H ₆	1.9788969	0.00023	0.0005	0.00011
CO ₂	66.854625	6.4E-09	4E-07	1E-07
H ₂ S	10.161903	5.9E-09	6E-08	1.4E-08
H ₂ O	49.2584877	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL			0.0005	0.000111

Menghitung entalpi reaksi penyerapan gas hidrogen sulfida



Komponen	Kmol		ΔH_{f298}	$\Delta H_{f_{reaksi}}$
	reaktan	Produk	KJ/Kmol	KJ
H ₂ S	10.1619		-20.63	-209.64
C ₄ H ₁₁ NO ₂	19.3076		-244.5	-4720.71
((C ₂ H ₅ O) ₂ NH) ₂ S		9.6538	-491	-4740.02
TOTAL				-190.3076

Menghitung Entalpi reaksi penyerapan gas Karbon dioksida
 $2(C_2H_5O)_5NH + 2CO_2 + 4H_2O \leftrightarrow 2((C_2H_5O)_2COONH) + 4H_2O$

Komponen	Kmol		ΔH_{f298}	$\Delta H_{f_{reaksi}}$
	reaktan	Produk	KJ/Kmol	KJ
CO ₂	66.854625		-393.51	-26307.9
H ₂ O	4		-285.83	-1143.32
C ₄ H ₁₁ NO ₂	63.51189375		-244.5	-15528.7
(C ₂ H ₅ O) ₂ NCO ₂ ⁻		63.51189	-222.12	-14107.3
H ₂ O		4	-285.83	-1143.32
TOTAL				27729.29

Jumlah Hreaksi 6672.95 Kkal/jam

F2

T_{in} = 37 °C = 310 K

T_{reference} = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		KJ/Kmol	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0

H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.83268114	276.2521	14871.4	3570.607
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.98682831	187.632	5438.86	1276.141
TOTAL		20310.2	4846.811	

Energi yang keluar absorber

F4

Tin = 28 °C = 301 K

Trefrence = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		(KJ/Kmol)	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	344.5954791	1.13E-08	3.9E-06	9.33E-07
C ₂ H ₆	30.2182905	1.75E-08	5.3E-07	1.26E-07
C ₃ H ₈	21.7678659	2.44E-08	5.3E-07	1.27E-07
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	3.14E-08	1.5E-07	3.62E-08
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	3.89E-08	1E-07	2.49E-08
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	4.57E-08	7.8E-08	1.87E-08
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	5.2E-08	4.2E-08	9.98E-09
C ₆ H ₆	1.9788969	0.000231	0.00046	0.000109
CO ₂	3.34273125	6.39E-09	2.1E-08	5.11E-09
H ₂ S	0.50809515	5.94E-09	3E-09	7.21E-10
H ₂ O	49.2584877	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL		0.00046	0.00011	

F3

T = 32 °C = 311 K

Trefrence = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		(KJ/Kmol)	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0

APENDIKS A

C_3H_8	0	0	0	0
n- C_4H_{10}	0	0	0	0
n- C_5H_{12}	0	0	0	0
n- C_6H_{14}	0	0	0	0
n- C_7H_{18}	0	0	0	0
C_6H_6	0	0	0	0
CO_2	0	0	0	0
H_2S	0	0	0	0
$((C_2H_5O_2)_2NH)_2S$	19.3076157	239.8513	4630.96	1106.825
$(C_2H_5O_2)_2COONH$	63.5118938	103.0323	6543.77	1564
TOTAL			11174.7	2670.825

Menghitung panas laten karbon dioksida dan hydrogen disulfida:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO_2	63.51189	19	1206.73
H_2S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

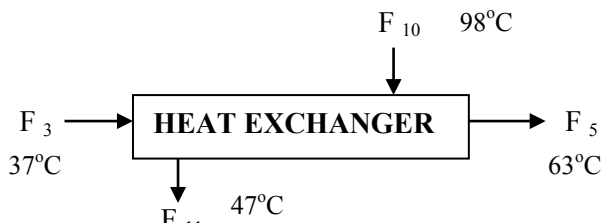
Total HF3 = 3992.3844 Kkal/jam

Perhitungan panas yang disupplay:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= H_r & + & H_{\text{out}} & - & H_{\text{in}} \\
 &= 6672.9506 & + & 3932.385 & - & 4846.811 \\
 &= 5758.5 \text{ Kkal/Jam}
 \end{aligned}$$

Energi yang Masuk		Energi yang keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
H_{F1}	0.00011058	H_{F3}	3932.3844
H_{F2}	4846.811	H_{F4}	0.00011
Q_{supply}	5758.5	H_R	6672.9506
TOTAL	10605.3351	TOTAL	10605.3351

15. Heat Exchanger (E-111)



Aliran Dingin

Tin = 37 °C = 311 K

Tout = 63 °C = 347 K

Treference = 25 °C = 298 K

Aliran dingin masuk = F3

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H (Kkal/Jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076157	239.8513	4630.96	1106.825
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5118938	103.0323	6543.77	1564
TOTAL			11174.7	2670.825

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF3 = 3992.3844 Kkal/jam

Aliran dingin Keluar = F5

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076157	245.5848	4741.6573	1133.2833
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5118938	110.5708	7022.5634	1678.4329
TOTAL			11764.2208	2811.7162

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF5 = 4073.2759 Kkal/jam

Aliran panas

T_{in} = 98 °C = 371 K

T_{out} = 47 °C = 319 K

T_{reference} = 25 °C = 298 K

Aliran panas masuk = F10

Komponen	(n) Kmol	CP	H	H
----------	----------	----	---	---

APENDIKS A

	per jam	(KJ/Kmol)	(KJ/Jam)	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	277.0449	14764.9341	3528.9039
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	205.078	5885.115168	1406.57628
TOTAL			20650.0493	4935.4802

Alirran panas keluar = F11

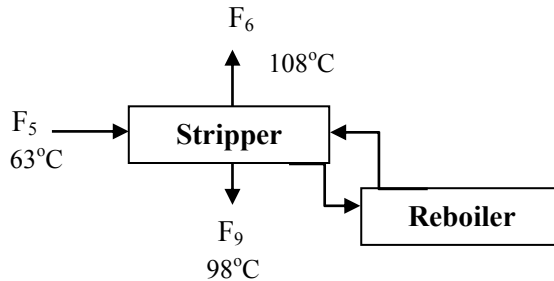
Komponen	(n) Kmol per jam	CP	H (KJ/Jam)	H Kkal/jam
		(KJ/Kmol)		
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	276.2439	14722.2426	3518.7004
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	10.4577	5465.5573	1360.2996
TOTAL			20428.38	4882.5

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
H _{F3}	3932.3844	H _{F5}	4073.2758

H_{F10}	4935.4802	H_{F11}	4882.5
TOTAL	8898.2759	TOTAL	8898.2759

16. Stripper (D-120) dan Reboiler (E-121)

Kegunaan : Untuk Memisahkan gas asam dari pelarut DEA sehingga DEA dapat digunakan kembali .



$T_{in} = 63 \text{ } ^\circ\text{C} = 336 \text{ K}$
 $T_{reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	HF5	
			(KJ/Jam)	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	19.3076	245.5848	4741.657	1133.28
C ₄ H ₁₁ NO ₂	63.5119	195.068	7022.563	1678.43
TOTAL			11764.22	2811.72

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF5 = 4073.2759 Kkal/jam

Neraca Energi yang keluar

HF6

Tout = 108 °C = 381 K

Trefrence = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	HF6	
			Kj/Jam	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	63.5118938	0.02036749	1.2935782	0.309173
H ₂ S	9.65380785	0.02403608	0.2320397	0.055459
H ₂ O	0	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL			1.5256	0.3646

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	Heat vapour	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	60.3	3829.767
H ₂ S	9.6538	44.63	430.8494
TOTAL			4260.617

Total HF6 : 4260.98 Kkal/jam

F9

Tout = 98 °C = 371 K

Trefrence = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmole per jam	CP (KJ/Kmole)	HF9	
			(KJ/Jam)	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	277.044995	14764.934	3528.904
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	205.078	5885.1152	1406.576
TOTAL			20650.049	4935.48

Q loss= 0.5 Qreboiler

Neraca Energi:

$$\begin{aligned} \text{HF5} + Q_{\text{reboiler}} &= \text{HF6} + \text{HF9} + Q_{\text{loss}} \\ 95 \% \text{ reboiler} &= \text{HF6} + \text{HF9} - \text{HF5} \\ 95 \% \text{ reboiler} &= 862.569 \text{ Kkal/Kmol} \\ Q_{\text{reboiler}} &= 907.9674 \text{ Kkal/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5 \% \times Q_{\text{reboiler}} \\ &= 45.39836 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

Menghitung Kebuthan steam pada reboiler:

T (°C)	P(atm)	Δ (KJ/Jam)	Kkal/Kg
187	63	151.1	36.1138

$$\text{Massa Steam} = 25.1419 \text{ Kg/Jam}$$

NERACA ENERGI STRIPPER			
Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
HF5	4073.276	HF6	0.36463143
Q reboiler	907.9674	HF9	4935.48023
		Qloss	45.398369
TOTAL	4981.243	TOTAL	4981.24323

17. Cooler (E-112)



Neraca energi yang masuk

$$\begin{aligned} T_{\text{in}} &= 47 \text{ } ^\circ\text{C} = 320 \text{ K} \\ T_{\text{reference}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F11	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0

APENDIKS A

n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.832681	276.220689	14869.7	3553.944
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.986828	190.457713	5520.765	1319.495
TOTAL	20390.47			4873.438

Tout = 37 °C = 310 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.832681	276.239932	14870.74	3554.191
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.986828	187.632	5438.857	1299.918
TOTAL	20309.59			4854.109

Menghitung Kebutuhan air pendingin

Tair masuk = 30 °C = 303 K

T air keluar = 45 °C = 318 K

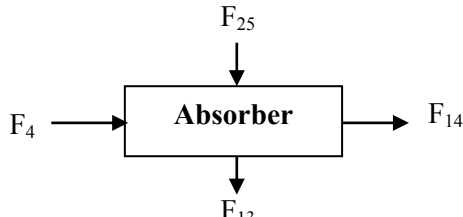
Q diserap = 19.3290 Kkal/jam

Kebutuhan air pendingin = 1.2886 Kg/jam

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
H_{F11}	4873.438	H_{F2}	4854.109
		Q_{serap}	19.329
TOTAL	4873.438	TOTAL	4873.438

18. Glycol Contactor (D-210)

Kegunaan : Untuk menyerap uap air dalam gas alam



Temperatur *feed* gas alam masuk F_{13} = 301,15 K (28° C)

Temperatur gas alam keluar = 301,15 K (28° C)

Triethylene Glycol ($C_6H_{14}O_4$) :

Temperatur masuk = 309,15 K (36° C)

Temperatur keluar = 307,15 K (34° C)

Komponen	Cp (j/Kmol)			
	F4	F25	F13	F14
CH4	1.13231E-05		1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05		1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05		2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05		3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05		3.8915E-05	3.8915E-05
n-C6H14	4.567E-05		4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05		5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05		2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06		6.391E-06	6.391E-06

APENDIKS A

H ₂ S	5.9374E-06		5.9374E-06	5.9374E-06
H ₂ O	6.0153E-06	276247.4866	6.0153E-06	276261.8313
TEG		39109.65974		38463.95818

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$$

$$\Delta H = Q$$

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F4	F25	F13	F14
CH ₄	6.25083E-05		5.62612E-05	6.24708E-06
C ₂ H ₆	1.58604E-05		1.42753E-05	1.58509E-06
C ₃ H ₈	2.34533E-05		2.11094E-05	2.34392E-06
n-C ₄ H ₁₀	8.79405E-06		7.91518E-06	8.78878E-07
n-C ₅ H ₁₂	7.49274E-06		6.74392E-06	7.48825E-07
n-C ₆ H ₁₄	6.72204E-06		6.05024E-06	6.718E-07
n-C ₇ H ₁₆	4.25721E-06		3.83174E-06	4.25465E-07
C ₆ H ₆	4.25426E-06		3.82909E-06	4.2517E-07
CO ₂	9.39989E-07		8.46047E-07	9.39425E-08
H ₂ S	1.0257E-07		9.23191E-08	1.02508E-08
H ₂ O	5.33348E-06	34682.689620191	2.13339E-07	269834.8788
TEG		977128.215		960995.8046
ΔH		1011810.904735490		1.23E+06

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$$

$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

$$1.011.810,905 \text{ Kj/jam} = 1.230.830,684 \text{ Kj/jam} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = -219.019,779 \text{ Kj/jam}$$

Neraca Panas Glycol Contactor

Komponen	Masuk		Keluar	
	F4	F25	F13	F14
(Hin)1	1.40E-04			
(Hin)2		1011810.905		
(Hout)1			1.210E-04	

(Hout) ²				1230830.683
Q serap			-219019.779	
Total	1011810.905		1011810.905	

19. Reboiler



T masuk = 307.15 K (34°C)
 T keluar = 338.15 K (65°C)
 T ref = 298.15 K (25°C)
 P = 1 Atm
 T pemanas = 472.039 K (198°C)

Komponen	Cp (j/Kmol)			
	F13	F20	F15	F20
CH4	1.13231E-05	1.13291E-05	1.13231E-05	1.13291E-05
C2H6	1.74546E-05	1.75498E-05	1.74546E-05	1.75498E-05
C3H8	2.4437E-05	2.46335E-05	2.4437E-05	2.46335E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.16722E-05	3.1434E-05	3.16722E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.91728E-05	3.8915E-05	3.91728E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.59552E-05	4.567E-05	4.59552E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.23704E-05	5.2025E-05	5.23704E-05
C6H6	2.75617E-05	2.79829E-05	2.75617E-05	2.79829E-05
CO2	6.391E-06	6.53024E-06	6.391E-06	6.53024E-06
H2S	5.9374E-06	5.93352E-06	5.9374E-06	5.93352E-06
H2O	276261.8313	6.01553E-06	276350.0218	6.01553E-06
TEG	38463.95818	2.109930502	48306.14328	2.109930502

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F13	F20	F15	F20
CH ₄	6.24708E-06	5.42892E-06	6.24708E-06	5.42892E-06
C ₂ H ₆	1.58509E-06	1.57537E-06	1.58509E-06	1.57537E-06
C ₃ H ₈	2.34392E-06	2.34315E-06	2.34392E-06	2.34315E-06
n-C ₄ H ₁₀	8.78878E-07	8.83913E-07	8.78878E-07	8.83913E-07
n-C ₅ H ₁₂	7.48825E-07	7.53017E-07	7.48825E-07	7.53017E-07
n-C ₆ H ₁₄	6.718E-07	6.75554E-07	6.718E-07	6.75554E-07
n-C ₇ H ₁₆	4.25465E-07	4.28159E-07	4.25465E-07	4.28159E-07
C ₆ H ₆	4.2517E-07	4.31342E-07	4.2517E-07	4.31342E-07
CO ₂	9.39425E-08	9.58669E-08	9.39425E-08	9.58669E-08
H ₂ S	1.02508E-08	1.02422E-08	1.02508E-08	1.02422E-08
H ₂ O	269834.8788	4.42592E-06	269921.0177	4.42592E-06
TEG	960995.8046	2.42194E-05	1206896.098	2.42194E-05
ΔH	1230830.683		1476817.115	

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$0.95 \cdot (Q_{reboiler} + Q_{feed}) = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot (Q_{reboiler} + Q_{feed}) = 1476817.115$$

$$Q_{reboiler} = 323713.6486 \text{ Kj/jam}$$

Steam digunakan panas gas buangan sisa dari regenerator pada suhu 393,15 K

$$Q_{losses} = 5\% Q_{in}$$

$$Q_{losses} = 77727.2166 \text{ Kj/jam}$$

Komponen	λ
CH ₄	1.29E-07
C ₂ H ₆	4.82E-08
C ₃ H ₈	4.01E-08
n-C ₄ H ₁₀	1.21E-07

n-C5H12	7.52E-10
n-C6H14	1.24E-08
n-C7H16	2.55E-08
C6H6	2.99E-08
CO2	1.14E-07
H2S	2.35E-08
H2O	5.90E-08
Ethylene glycol	1.38E-07

$$\lambda \text{ steam} = H_v - H_L$$

$$= 7.41\text{E-}07 \text{ KJ/Kg}$$

Steam yang diperlukan =

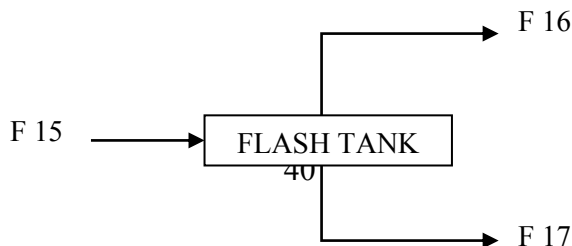
$$m = \frac{Q}{\lambda \text{ steam pada } 393,15 \text{ K}} \\ 436975397009.086000 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Panas Reboiler

Komponen	masuk	keluar
	F13	F15
(Hin)1	1230830.683	
Q reboiler	323713.6486	
(Hout)1		1476817.115
Q losses		77727.2166
Total	1554544.332	1554544.332

20. Flash Tank (D-221)

Berfungsi : Untuk menghilangkan gas hidrokarbon yang terlarut



Temperatur masuk = 338,15 K (65°C)
 Temperatur keluar atas = 338,15 K (65°C)
 Temperatur keluar bawah = 338,21 K (65,6°C)
 P masuk = 5 bar (5,05 atm)
 P keluar = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)		
	F15	F16	F17
CH4	1.13231E-05	1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05	2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.8915E-05	3.8915E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05	2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06	6.391E-06	6.391E-06
H2S	5.9374E-06	5.9374E-06	5.9374E-06
H2O	276350.0218	6.0153E-06	276350.6644
TEG	48306.14328	2.097232624	48323.1703

$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$

$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{ekspansi}}$

Komponen	ΔH (Kj/jam)		
	F15	F16	F17
CH ₄	6.24708E-06	8.21036E-07	5.42604E-06
C ₂ H ₆	1.58509E-06	1.82683E-08	1.56682E-06
C ₃ H ₈	2.34392E-06	1.94596E-08	2.32446E-06
n-C ₄ H ₁₀	8.78878E-07	1.6135E-09	8.77264E-07
n-C ₅ H ₁₂	7.48825E-07	7.63743E-10	7.48061E-07
n-C ₆ H ₁₄	6.718E-07	4.38518E-10	6.71362E-07
n-C ₇ H ₁₆	4.25465E-07	1.30183E-10	4.25335E-07
C ₆ H ₆	4.2517E-07	3.20894E-10	4.2485E-07
CO ₂	9.39425E-08	1.19768E-10	9.38228E-08
H ₂ S	1.02508E-08	1.98646E-12	1.02489E-08
H ₂ O	269921.0177	1.21668E-06	214025.9108
TEG	1206896.098	33.30534203	439919.8854
ΔH	1476817.115	653979.1016	

$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{ekspansi}}$

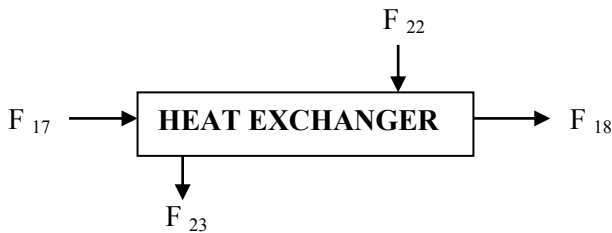
$Q_{\text{ekspansi}} = -822.838,014 \text{ Kj/jam}$

Neraca Panas Flash Tank

Komponen	Masuk	keluar
----------	-------	--------

	F15	F16	F17
(Hin)1	1476817.115		
Q ekspansi	-822838.0138		
(Hout)1		33.30534411	
(Hout)2			653945.7963
Total	653979.1016	653979.1016	

21. Heat Exchanger (E-222)



Temperatur masuk = 338,21 K (65,6°C)
 Temperatur keluar = 438,15 k (165°C)
 Temperatur pemanas masuk = 472,039 K (198,89°C)
 Temperatur pemanas keluar = 349,15 K (76°C)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F17	F18
CH4	1.13231E-05	1.13237E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74727E-05
C3H8	2.4437E-05	2.44774E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.14821E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.89646E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.57228E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.20899E-05
C6H6	2.75617E-05	2.76603E-05
CO2	6.391E-06	6.43287E-06

H ₂ S	5.9374E-06	5.93697E-06
H ₂ O	276350.6644	279356.0617
TEG	48323.1703	77633.46148

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F17	F18
CH ₄	5.42604E-06	5.42632E-06
C ₂ H ₆	1.56682E-06	1.56844E-06
C ₃ H ₈	2.32446E-06	2.32831E-06
n-C ₄ H ₁₀	8.77264E-07	8.78607E-07
n-C ₅ H ₁₂	7.48061E-07	7.49015E-07
n-C ₆ H ₁₄	6.71362E-07	6.72138E-07
n-C ₇ H ₁₆	4.25335E-07	4.25866E-07
C ₆ H ₆	4.2485E-07	4.26369E-07
CO ₂	9.38228E-08	9.44374E-08
H ₂ S	1.02489E-08	1.02481E-08
H ₂ O	214025.9108	216353.5075
TEG	439919.8854	706752.1289
ΔH	653945.7963	923105.6364

$$Q_{in} + Q_{supply} = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot (Q_{in} + Q_{supply}) = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot Q_{supply} = 301857.1299$$

$$Q_{supply} = 317744.3473 \text{ Kj/jam}$$

$$923105.6364 \quad 971690.1436$$

$$Q \text{ losses} = 48584.50718 \text{ KJ/jam}$$

Komponen	λ
CH4	1.29E-07
C2H6	4.82E-08
C3H8	4.01E-08
n-C4H10	1.21E-07
n-C5H12	7.52E-10
n-C6H14	1.24E-08
n-C7H16	2.55E-08
C6H6	2.99E-08
CO2	1.14E-07
H2S	2.35E-08
H2O	5.90E-08
Ethylene glycol	1.38E-07

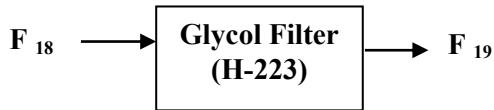
$$m = 2.92E+13 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Massa Panas Heat Exchanger

Komponen	masuk	keluar
	F17	F18
(Hin)1	653945.7963	
Q supply	317744.347305255	
(Hout)1		923105.6364
Q losses		48584.50718
Total	971690.1436	971690.1436

22. Glycol Filter (H-223)

Berfungsi : Untuk menyaring impuritis pada proses gas dehidrasi dengan *glycol filter*



Temperatur masuk = 438,15 K (165°C)
 Temperatur keluar = 438,15 K (165°C)
 Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F18	F19
CH4	1.13237E-05	1.13237E-05
C2H6	1.74727E-05	1.74727E-05
C3H8	2.44774E-05	2.44774E-05
n-C4H10	3.14821E-05	3.14821E-05
n-C5H12	3.89646E-05	3.89646E-05
n-C6H14	4.57228E-05	4.57228E-05
n-C7H16	5.20899E-05	5.20899E-05
C6H6	2.76603E-05	2.76603E-05
CO2	6.43287E-06	6.43287E-06
H2S	5.93697E-06	5.93697E-06
H2O	279356.0617	279356.0617
TEG	77633.46148	77633.46148

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F18	F19
CH4	5.42632E-06	5.42632E-06
C2H6	1.56844E-06	1.56844E-06

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F18	F19
C3H8	2.32831E-06	2.32831E-06
n-C4H10	8.78607E-07	8.78607E-07
n-C5H12	7.49015E-07	7.49015E-07
n-C6H14	6.72138E-07	6.72138E-07
n-C7H16	4.25866E-07	4.25866E-07
C6H6	4.26369E-07	4.26369E-07
CO2	9.44374E-08	9.44374E-08
H2S	1.02481E-08	1.02481E-08
H2O	216353.5075	216353.5075
TEG	706752.1289	706752.1289
ΔH	923105.6364	923105.6364

Neraca Panas Glycol Filter

Komponen	masuk	keluar
	F18	F19
(Qin)1	923105.6364	
(Qout)2		923105.6364
Total	923105.6364	923105.6364

23. Regenerator (D-220)

Temperatur masuk = 438,15 K (165°C)
 Temperatur keluar atas = 472,039 k (198,89°C)
 Temperatur keluar bawah = 472,039 k (198,89°C)
 Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	C_p (j/Kmol)		
	F19	F20	F21
CH4	1.13237E-05	1.13291E-05	

Komponen	Cp (j/Kmol)		
	F19	F20	F21
C2H6	1.74727E-05	1.75498E-05	
C3H8	2.44774E-05	2.46335E-05	
n-C4H10	3.14821E-05	3.16722E-05	
n-C5H12	3.89646E-05	3.91728E-05	
n-C6H14	4.57228E-05	4.59552E-05	
n-C7H16	5.20899E-05	5.23704E-05	
C6H6	2.76603E-05	2.79829E-05	
CO2	6.43287E-06	6.53024E-06	
H2S	5.93697E-06	5.93352E-06	
H2O	279356.0617	281660.8976	281660.8976
TEG	77633.46148	0	86733.41918

Komponen	ΔH (Kj/jam)		
	F19	F20	F21
CH4	5.42632E-06	5.42892E-06	
C2H6	1.56844E-06	1.57537E-06	
C3H8	2.32831E-06	2.34315E-06	
n-C4H10	8.78607E-07	8.83913E-07	
n-C5H12	7.49015E-07	7.53017E-07	
n-C6H14	6.72138E-07	6.75554E-07	
n-C7H16	4.25866E-07	4.28159E-07	
C6H6	4.26369E-07	4.31342E-07	
CO2	9.44374E-08	9.58669E-08	
H2S	1.02481E-08	1.02422E-08	
H2O	216353.5075	207231.612	10906.92694
TEG	706752.1289	0	789594.4634

	923105.6364	207231.612	800501.3903
--	-------------	------------	-------------

$$Q_{in} + Q_{supply} = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95*(Q_{in} + Q_{supply}) = Q_{out} + 0.05*Q_{losses}$$

$$Q_{supply} = 137665.9449 \text{ Kj/jam}$$

$$Q_{losses} = 5\% Q_{in}$$

$$Q_{losses} = 53038.57907 \text{ Kj/jam}$$

Dimana digunakan pada temperatur 472.15 K

$$\lambda_{steam} = H_v - H_L$$

$$H_v = 2790.3 \text{ Kj/Kg}$$

$$H_L = 847.9 \text{ Kj/Kg}$$

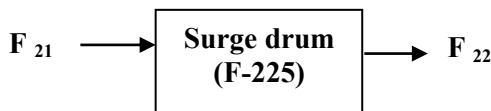
$$m = Q_{supply} / \lambda_{steam} \text{ pada } 472.15 \text{ K}$$

$$m = 70.87414793 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Panas Regenerator

Komponen	masuk	keluar	
	F19	F20	F21
(Q _{in}) ₁	923105.6364		
(Q reboiler)	137665.944944859		
(Q _{out})		207231.612	
(Q losses)		53038.57907	
(Q _{out})			800501.3903
Total	1060771.581	1060771.581	

24. Surge Drum (F-225)



Temperatur masuk = 472,039 K (198,89°C)
 Temperatur keluar = 472,039 K (198,89°C)
 Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

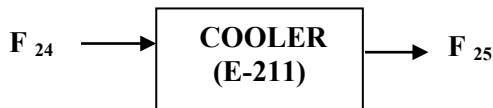
Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F21	F22
H2O	281660.8976	281660.8976
TEG	86733.41918	86733.41918

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F21	F22
H2O	10906.92694	10906.92694
TEG	789594.4634	789594.4634
ΔH	800501.3903	800501.3903

Neraca Panas Surge drum

Komponen	masuk	keluar
	F21	F22
(Hin)1	800501.3903	
(Hout)2		800501.3903
Total	800501.3903	800501.3903

25. Cooler (E-211)



T masuk = 349.15 K (76°C)
 T keluar = 309.15 K (36°C)
 T air pendingin masuk = 303.15 K (30°C)

T air pendingin keluar = 318.15 K (45°C)

Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F24	F25
H2O	276505.7667	276247.4866
TEG	51713.12622	39109.65974

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F24	F25
H2O	10707.30166	10697.30013
TEG	470780.4504	356042.3547
ΔH	481487.7521	366739.6548

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\Delta H_{in} + Q_{cooler} = \Delta H_{out}$$

$$Q_{cooler} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$Q_{air \text{ pendingin}} = -114748.0973 \text{ Kj/jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air yang masuk pada suhu 303.15 K dan keluar pada suhu 318.15 K. Massa air pendingin yang diperlukan :

(Ulrich, 427)

$$Q_{air \text{ pendingin}} = -114748.0973 \text{ Kj/jam}$$

$$\lambda_{steam} = H_v - H_L$$

$$H_L (318.15 \text{ K}) = 188.4 \text{ Kj/Kg}$$

$$H_L (303.15 \text{ K}) = 125.7 \text{ Kj/Kg}$$

$$m = Q_{supply} / \lambda_{steam} \text{ pada } 472.15 \text{ K}$$

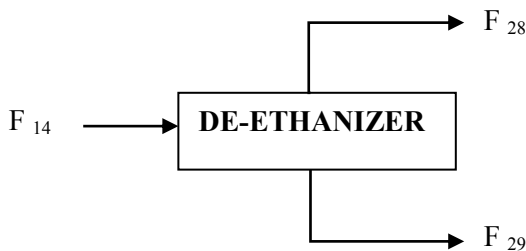
$$m = 1830.113194 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler

Komponen	masuk	keluar
	F24	F25
(Hin)1	481487.7521	
Q air pendingin	-114748.0973	
(Hout)1		366739.6548
Total	366739.6548	366739.6548

26. De-ethanizer

Berfungsi : Untuk memisahkan methane dan ethane serta fraksi ringan lainnya dari fraksi beratnya (propane dan butane)



Neraca Energi Masuk

HF14

T = 28°C = 301 K

Tref = 25°C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	310.16	4.236E-06	0.0013138	0.00031401
C ₂ H ₆	27.20	5.554E-06	0.0001511	3.6105E-05
C ₃ H ₈	19.59	7.374E-06	0.0001445	3.4528E-05
n-C ₄ H ₁₀	4.33	9.889E-06	4.284E-05	1.024E-05
n-C ₅ H ₁₂	2.41	1.222E-05	2.941E-05	7.0288E-06
n-C ₆ H ₁₄	1.54	1.443E-05	2.223E-05	5.3141E-06
n-C ₇ H ₁₈	0.72	1.655E-05	1.195E-05	2.8563E-06
C ₆ H ₆	1.78	0.0261735	0.0466183	0.01114204
CO ₂	3.01	3.329E-06	1.001E-05	2.3935E-06

APENDIKS A

H ₂ S	0.46	3.625E-06	1.658E-06	3.9616E-07
H ₂ O	1.97	3.64E-06	7.172E-06	1.7142E-06
TOTAL			0.048353	0.011557

Neraca Energi Keluar

F28

T = 24°C = 297 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	308.60582	1.156E-05	0.0035661	0.00085233
C ₂ H ₆	27.062283	1.862E-05	0.000504	0.00012045
C ₃ H ₈	0.5877716	2.653E-05	1.559E-05	3.7265E-06
n-C ₄ H ₁₀	0.0866494	3.405E-05	2.951E-06	7.0524E-07
n-C ₅ H ₁₂	0.0240693	4.2E-05	1.011E-06	2.4159E-07
n-C ₆ H ₁₄	0.0154043	4.932E-05	7.597E-07	1.8158E-07
n-C ₇ H ₁₈	0.0072208	5.633E-05	4.068E-07	9.7221E-08
C ₆ H ₆	0.0178113	0.2308581	0.0041119	0.00098276
CO ₂	3.0086587	7.151E-06	2.152E-05	5.1423E-06
H ₂ S	0.4573161	5.815E-06	2.659E-06	6.3557E-07
H ₂ O	0	3.6E-06	0	0
TOTAL	339.873		0.0082269	0.00196627

F 31

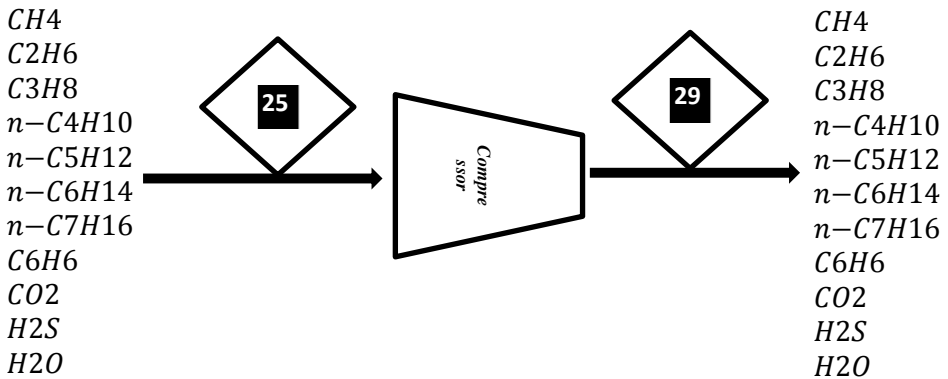
T = 109 °C = 382 K

Tref = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	1.550783	3.332E-06	5.167E-06	1.2349E-06
C ₂ H ₆	0.1359914	4.036E-06	5.488E-07	1.3117E-07
C ₃ H ₈	19.004614	5.197E-06	9.876E-05	2.3604E-05
n-C ₄ H ₁₀	4.2458191	7.14E-06	3.031E-05	7.2453E-06

n-C ₅ H ₁₂	2.3828577	8.812E-06	2.1E-05	5.0187E-06
n-C ₆ H ₁₄	1.5250289	1.045E-05	1.593E-05	3.8083E-06
n-C ₇ H ₁₈	0.7148573	1.202E-05	8.596E-06	2.0544E-06
C ₆ H ₆	1.7633147	5.824E-05	0.0001027	2.4544E-05
CO ₂	0	2.938E-06	0	0
H ₂ S	0	3.329E-06	0	0
H ₂ O	1.9703395	3.337E-06	6.575E-06	1.5714E-06
TOTAL	33.2936		0.0002896	0.000069

27. Reciprocating Compressor Multi-stage



Suhu masuk = 292,15 K (24°C)
 Suhu keluar = 321,03 K (47,88°C)
 Tekanan masuk = 5 Bar
 Tekanan keluar = 250 Bar

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	25	29
CH4	1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.8915E-05

n-C6H14	4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06	6.391E-06
H2S	5.9374E-06	5.9374E-06
H2O	6.0153E-06	6.0153E-06

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	25	29
CH4	-83,61194583	337,2871348
C2H6	-9,785514181	38,73034113
C3H8	-10,05588553	39,36530882
n-C4H10	-2,99067582	11,62965046
n-C5H12	-2,031739164	7,872767514
n-C6H14	-1,544921366	5,971313822
n-C7H16	-0,8412349656	3,245401213
C6H6	-1,040008975	4,058509387
CO2	-0,7446339867	2,996096559
H2S	-0,1018401457	0,4121487919
H2O	0	0
Total	-112,7484	451,5686725

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\Delta H_{in} + P. \Delta V = \Delta H_{out}$$

$$P. \Delta V = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$P. \Delta V = 451,5686725 \text{ Kj/jam} - (-112,7484 \text{ Kj/jam})$$

$$P. \Delta V = 564,3170724 \text{ Kj/jam}$$

Tabel Neraca Energi *Multi-stage Reciprocating Piston Compressor*

Komponen	masuk	Keluar
	<25>	<29>
(Hin)1	-112.7484	
(Hout)2		451.5686725
(-P*ΔV)	564.3170724	
Total	451.5686725	451.5686725

APPENDIX B NERACA ENERGI

Waktu Operasi = 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Basis waktu = 1 jam
 Satuan = Kkal/jam
 Suhu Reference = 25°C

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = H = \int_{T_{ref}}^T n x C_p x dT$$

Dimana:

n = Mol (Kmol)
 Cp = Kapasitas panas (KJ/Kmol)
 T = Temperatur (°C)

Persamaan untuk menghitung kapasitas neraca panas

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Jika Cp adalah fungsi dari temperature maka persamaan menjadi

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

$$C_p^0 : C_1 + C_2 \left[\frac{C_3/T}{\sinh(\frac{C_3}{T})} \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5/T}{\cosh(\frac{C_5}{T})} \right]^2$$

Untuk menghitung entalpi reaksi panas pembentukan menggunakan rumus :

$$\Delta H_{R25C} = \sum_{produk} n_i Hf_i - \sum_{reaktan} n_i Hf_i$$

Perhitungan energy untuk system yang melibatkan reaksi :

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_R + N \int_{T1}^{T2} Cp dT_{out} - N \int_{T1}^{T2} Cp dT_{in}$$

Dengan menggunakan basis perhitungan maka didapatkan feed gas:

$$11.01 \text{ MMScfd} = 12996.82 \text{ m}^3/\text{jam} = 534.837 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi sour gas di subang

Komponen	% Mol	BM	Laju Kmol/jam	Laju Kg/jam
CH ₄	64.43	16.02	344.5955	5520.4195
C ₂ H ₆	5.65	30.07	30.2182	908.6639
C ₃ H ₈	4.07	44.09	21.7678	959.7452
n-C ₄ H ₁₀	0.9	58.12	4.8135	279.7625
n-C ₅ H ₁₂	0.5	72	2.6741	192.5413
n-C ₆ H ₁₄	0.32	86	1.7114	147.1871
n-C ₇ H ₁₈	0.15	102	0.8022	81.8300
C ₆ H ₆	0.37	78	1.9788	154.3539
CO ₂	12.5	44	66.8546	2941.6035
H ₂ S	1.9	34	10.1619	345.5047
H ₂ O	9.21	18	49.2584	886.6527
TOTAL	100		534.837	12418.2647

Data Kapasitas panas gas :

Komposisi	Cp (J/Kmol.K)				
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₄	3.33E-06	7.99E-06	2.09E-03	4.16E-06	9.92E+02
C ₂ H ₆	4.03E-06	1.34E-05	1.66E-03	7.32E-06	7.53E+02
C ₃ H ₈	5.19E-06	1.92E-05	1.63E-03	1.17E-05	723.6
n-C ₄ H ₁₀	7.13E-06	2.43E-05	1.63E-03	1.50E-05	7.30E+02
n-C ₅ H ₁₂	8.81E-06	3.01E-05	1.65E-03	1.89E-05	7.48E+02

APENDIKS A

n-C ₆ H ₁₄	1.04E-05	3.52E-05	1.69E-03	2.37E-05	7.62E+02
n-C ₇ H ₁₈	1.20E-05	4.00E-05	1.68E-03	2.74E-05	7.56E+02
C ₆ H ₆	4.48E-06	2.31E-01	1.48E-03	1.68E-05	6.78E+02
CO ₂	2.94E-06	3.45E-06	1.43E-03	2.64E-06	5.88E+02
H ₂ S	3.33E-06	2.61E-06	9.13E-04	-1.80E-06	949.4
H ₂ O	3.34E-06	2.68E-06	2.61E-03	8.90E-07	1.17E+03

Sumber : perry handbook hal 2-168-170

Data Kapasitas panas liquid :

Komposisi	Cp (J/Kmol.K)				
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	238520	-1038.4	4.0587	-0.00447	0
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	101330	243.18	0	0	0
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.01412	9.38E-06
C ₄ H ₁₁ NO ₂	184200	286	0	0	0

Sumber : perry handbook

Data Entalpi pembentukan

Komposisi	ΔH _f ₂₉₈
	KJ/Kmol
CO ₂	-393.509
H ₂ S	-20.63
H ₂ O	-285.83

Data Latent heat capacity:

Komposisi	Heat of fusion	Heat of Vapour
	Kkal/Kmol	Kkal/Kmol
CO ₂	19	60.3
H ₂ S	5.68	44.63

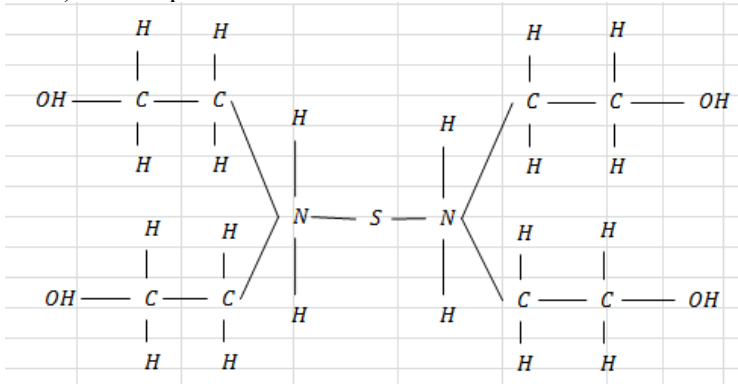
Sumber: Property of gas and liquids

Perhitungan entalpi pembentukan metode domalski-hearing

d) Diethanolamine

O-HC	2	-191.5	-383
Cd-2H	4	21.75	87
N-C-2Cd	1	97.38	97.38
O-C-O	1	-23.5	-23.5
TOTAL			-222.12

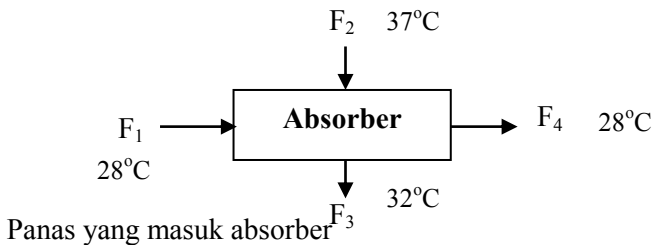
f) DEA proton



Group	n	$\Delta H_f^{\circ} \text{liq}$	
O-HC	4	-191.5	-766
Cd-2H	8	21.75	174
N-2H-2Cd	2	50.5	101
TOTAL			-491

28. Amine Contactor (D-110)

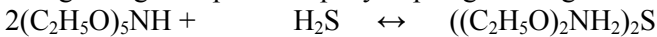
Kegunaan : Untuk menyerap gas H_2S dan CO_2 dari gas alam



Tin Sour gas = 28 °C = 301 K
 Trefrence = 25 °C = 298 K

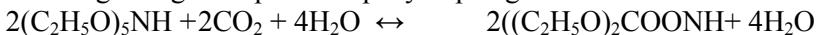
Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (Kj/Kmol)	HF1	
			KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	344.5954791	1.1E-08	4E-06	9.3E-07
C ₂ H ₆	30.2182905	1.7E-08	5E-07	1.3E-07
C ₃ H ₈	21.7678659	2.4E-08	5E-07	1.3E-07
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	3.1E-08	2E-07	3.6E-08
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	3.9E-08	1E-07	2.5E-08
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	4.6E-08	8E-08	1.9E-08
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	5.2E-08	4E-08	1E-08
C ₆ H ₆	1.9788969	0.00023	0.0005	0.00011
CO ₂	66.854625	6.4E-09	4E-07	1E-07
H ₂ S	10.161903	5.9E-09	6E-08	1.4E-08
H ₂ O	49.2584877	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL			0.0005	0.000111

Menghitung entalpi reaksi penyerapan gas hidrogen sulfida



Komponen	Kmol		ΔHf_{298}	$\Delta\text{Hf}_{\text{reaksi}}$
	reaktan	Produk	KJ/Kmol	KJ
H ₂ S	10.1619		-20.63	-209.64
C ₄ H ₁₁ NO ₂	19.3076		-244.5	-4720.71
$((\text{C}_2\text{H}_5\text{O})_2\text{NH})_2\text{S}$		9.6538	-491	-4740.02
TOTAL				-190.3076

Menghitung Entalpi reaksi penyerapan gas Karbon dioksida



Komponen	Kmol		ΔHf_{298}	$\Delta\text{Hf}_{\text{reaksi}}$
	reaktan	Produk	KJ/Kmol	KJ
CO ₂	66.854625		-393.51	-26307.9
H ₂ O	4		-285.83	-1143.32
C ₄ H ₁₁ NO ₂	63.51189375		-244.5	-15528.7
$(\text{C}_2\text{H}_5\text{O})_2\text{NCO}_2^-$		63.51189	-222.12	-14107.3

H ₂ O		4	-285.83	-1143.32
TOTAL			27729.29	

Jumlah Hreaksi 6672.95 Kkal/jam

F2

Tin = 37 °C = 310 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		KJ/Kmol	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.83268114	276.2521	14871.4	3570.607
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.98682831	187.632	5438.86	1276.141
TOTAL			20310.2	4846.811

Energi yang keluar absorber

F4

Tin = 28 °C = 301 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		(KJ/Kmol)	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	344.5954791	1.13E-08	3.9E-06	9.33E-07
C ₂ H ₆	30.2182905	1.75E-08	5.3E-07	1.26E-07
C ₃ H ₈	21.7678659	2.44E-08	5.3E-07	1.27E-07
n-C ₄ H ₁₀	4.813533	3.14E-08	1.5E-07	3.62E-08

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		(KJ/Kmol)	KJ/Jam	Kkal/jam
n-C ₅ H ₁₂	2.674185	3.89E-08	1E-07	2.49E-08
n-C ₆ H ₁₄	1.7114784	4.57E-08	7.8E-08	1.87E-08
n-C ₇ H ₁₈	0.8022555	5.2E-08	4.2E-08	9.98E-09
C ₆ H ₆	1.9788969	0.000231	0.00046	0.000109
CO ₂	3.34273125	6.39E-09	2.1E-08	5.11E-09
H ₂ S	0.50809515	5.94E-09	3E-09	7.21E-10
H ₂ O	49.2584877	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL			0.00046	0.00011

F3

T = 32 °C = 311 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp	H	
		(KJ/Kmol)	KJ/Jam	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076157	239.8513	4630.96	1106.825
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5118938	103.0323	6543.77	1564
TOTAL			11174.7	2670.825

Menghitung panas laten karbon dioksida dan hydrogen disulfida:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
----------	-----	---	-------------

	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

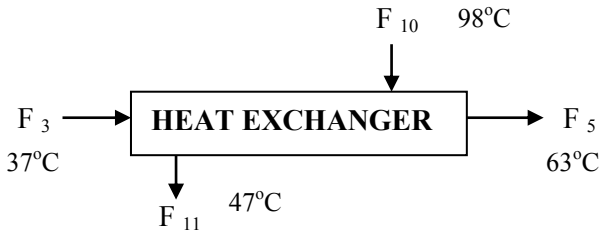
Total HF3 = 3992.3844 Kkal/jam

Perhitungan panas yang disupplay:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supplay}} &= H_r + H_{\text{out}} - H_{\text{in}} \\
 &= 6672.9506 + 3932.385 - 4846.811 \\
 &= 5758.5 \text{ Kkal/Jam}
 \end{aligned}$$

Energi yang Masuk		Energi yang keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
H _{F1}	0.00011058	H _{F3}	3932.3844
H _{F2}	4846.811	H _{F4}	0.00011
Q _{supplay}	5758.5	H _R	6672.9506
TOTAL	10605.3351	TOTAL	10605.3351

29. Heat Exchanger (E-111)



Aliran Dingin

$$\begin{aligned}
 T_{\text{in}} &= 37 \text{ } ^\circ\text{C} = 311 \text{ K} \\
 T_{\text{out}} &= 63 \text{ } ^\circ\text{C} = 347 \text{ K} \\
 T_{\text{reference}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Aliran dingin masuk = F3

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H (Kkal/Jam)
----------	---------------------	-----------------	---------------	-----------------

APENDIKS A

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H (Kkal/Jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076157	239.8513	4630.96	1106.825
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5118938	103.0323	6543.77	1564
TOTAL			11174.7	2670.825

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF3 = 3992.3844 Kkal/jam

Aliran dingin Keluar = F5

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0

APENDIKS A

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	H (KJ/Jam)	H Kkal/Jam
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
((C ₂ H ₅ O ₂) ₂ NH) ₂ S	19.3076157	245.5848	4741.6573	1133.2833
(C ₂ H ₅ O ₂) ₂ COONH	63.5118938	110.5708	7022.5634	1678.4329
TOTAL			11764.2208	2811.7162

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF5 = 4073.2759 Kkal/jam

Aliran panas

T_{in} = 98 °C = 371 K

T_{out} = 47 °C = 319 K

T_{reference} = 25 °C = 298 K

Aliran panas masuk = F₁₀

Komponen	(n) Kmol per jam	CP	H (KJ/Jam)	H Kkal/jam
		(KJ/Kmol)		
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0

APENDIKS A

H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	277.0449	14764.9341	3528.9039
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	205.078	5885.115168	1406.57628
TOTAL			20650.0493	4935.4802

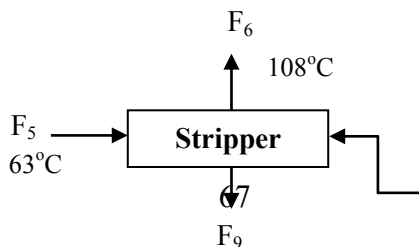
Alirran panas keluar = F11

Komponen	(n) Kmol per jam	CP	H (KJ/Jam)	H Kkal/jam
		(KJ/Kmol)		
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	276.2439	14722.2426	3518.7004
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	10.4577	5465.5573	1360.2996
TOTAL			20428.38	4882.5

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
H _{F3}	3932.3844	H _{F5}	4073.2758
H _{F10}	4935.4802	H _{F11}	4882.5
TOTAL	8898.2759	TOTAL	8898.2759

30. Stripper (D-120) dan Reboiler (E-121)

Kegunaan : Untuk Memisahkan gas asam dari pelarut DEA sehingga DEA dapat digunakan kembali .





98°C

Tin = 63 °C = 336 K
Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	HF5	
			(KJ/Jam)	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	19.3076	245.5848	4741.657	1133.28
C ₄ H ₁₁ NO ₂	63.5119	195.068	7022.563	1678.43
TOTAL			11764.22	2811.72

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	L	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	19	1206.73
H ₂ S	9.6538	5.68	54.8336
TOTAL			1261.56

Total HF5 = 4073.2759 Kkal/jam

Neraca Energi yang keluar

HF6

Tout = 108 °C = 381 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	HF6	
			Kj/Jam	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	63.5118938	0.02036749	1.2935782	0.309173
H ₂ S	9.65380785	0.02403608	0.2320397	0.055459
H ₂ O	0	0	0	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
TOTAL			1.5256	0.3646

Menghitung panas Laten:

Komponen	(n)	Heat vapour	Heat Latent
	Kmol/jam	Kkal/Kmol	Kkal/jam
CO ₂	63.51189	60.3	3829.767
H ₂ S	9.6538	44.63	430.8494
TOTAL			4260.617

Total HF6 : 4260.98 Kkal/jam

F9

Tout = 98 °C = 371 K

Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol per jam	CP (KJ/Kmol)	HF9	
			(KJ/Jam)	Kkal/Jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.2943543	277.044995	14764.934	3528.904
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.69696	205.078	5885.1152	1406.576
TOTAL			20650.049	4935.48

Q loss= 0.5 Qreboiler

Neraca Energi:

HF5 + Q reboiler = HF6 + HF9 + Qloss

95 % reboiler = HF6 + HF9 – HF5

95 % reboiler = 862.569 Kkal/Kmol

Qreboiler = 907.9674 Kkal/Kmol

Qloss = 5 % X Q reboiler

= 45.39836 Kkal/Jam

Menghitung Kebuthan steam pada reboiler:

T (°C)	P(atm)	Δ (KJ/Jam)	Kkal/Kg
187	63	151.1	36.1138

Massa Steam = 25.1419 Kg/Jam

NERACA ENERGI STRIPPER			
Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
HF5	4073.276	HF6	0.36463143
Q reboiler	907.9674	HF9	4935.48023
		Qloss	45.398369
TOTAL	4981.243	TOTAL	4981.24323

31. Cooler (E-112)



Neraca energi yang masuk

$T_{in} = 47 \text{ } ^\circ\text{C} = 320 \text{ K}$
 $T_{reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F11	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.832681	276.220689	14869.7	3553.944
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.986828	190.457713	5520.765	1319.495
TOTAL			20390.47	4873.438

Tout = 37 °C = 310 K
Treference = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₈	0	0	0	0
C ₆ H ₆	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	53.832681	276.239932	14870.74	3554.191
C ₄ H ₁₁ NO ₂	28.986828	187.632	5438.857	1299.918
TOTAL			20309.59	4854.109

Menghitung Kebutuhan air pendingin

Tair masuk = 30 °C = 303 K

T air keluar = 45 °C = 318 K

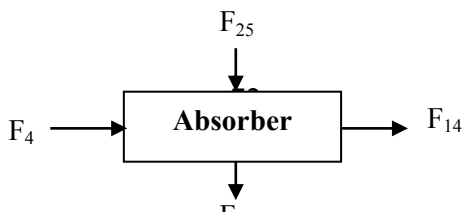
Q diserap = 19.3290 Kkal/jam

Kebutuhan air pendingin = 1.2886 Kg/jam

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
H _{F11}	4873.438	H _{F2}	4854.109
		Q _{serap}	19.329
TOTAL	4873.438	TOTAL	4873.438

32. Glycol Contactor (D-210)

Kegunaan : Untuk menyerap uap air dalam gas alam



Temperatur *feed* gas alam masuk = 301,15 K (28° C)

Temperatur gas alam keluar = 301,15 K (28° C)

Triethylene Glycol (C₆H₁₄O₄) :

Temperatur masuk = 309,15 K (36° C)

Temperatur keluar = 307,15 K (34° C)

Komponen	Cp (j/Kmol)			
	F4	F25	F13	F14
CH4	1.13231E-05		1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05		1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05		2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05		3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05		3.8915E-05	3.8915E-05
n-C6H14	4.567E-05		4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05		5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05		2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06		6.391E-06	6.391E-06
H2S	5.9374E-06		5.9374E-06	5.9374E-06
H2O	6.0153E-06	276247.4866	6.0153E-06	276261.8313
TEG		39109.65974		38463.95818

Qmasuk = Qkeluar

$\Delta H = Q$

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F4	F25	F13	F14
CH4	6.25083E-05		5.62612E-05	6.24708E-06
C2H6	1.58604E-05		1.42753E-05	1.58509E-06

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F4	F25	F13	F14
C3H8	2.34533E-05		2.11094E-05	2.34392E-06
n-C4H10	8.79405E-06		7.91518E-06	8.78878E-07
n-C5H12	7.49274E-06		6.74392E-06	7.48825E-07
n-C6H14	6.72204E-06		6.05024E-06	6.718E-07
n-C7H16	4.25721E-06		3.83174E-06	4.25465E-07
C6H6	4.25426E-06		3.82909E-06	4.2517E-07
CO2	9.39989E-07		8.46047E-07	9.39425E-08
H2S	1.0257E-07		9.23191E-08	1.02508E-08
H2O	5.33348E-06	34682.689620191	2.13339E-07	269834.8788
TEG		977128.215		960995.8046
ΔH		1011810.904735490		1.23E+06

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$$

$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

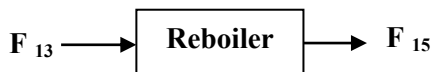
$$1.011.810,905 \text{ Kj/jam} = 1.230.830,684 \text{ Kj/jam} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = -219.019,779 \text{ Kj/jam}$$

Neraca Panas Glycol Contactor

Komponen	Masuk		Keluar	
	F4	F25	F13	F14
(Hin)1	1.40E-04			
(Hin)2		1011810.905		
(Hout)1			1.210E-04	
(Hout)2				1230830.683
Q serap			-219019.779	
Total	1011810.905		1011810.905	

33. Reboiler



APENDIKS A

T masuk = 307.15 K (34°C)
 T keluar = 338.15 K (65°C)
 T ref = 298.15 K (25°C)
 P = 1 Atm
 T pemanas = 472.039 K (198°C)

Komponen	Cp (j/Kmol)			
	F13	F20	F15	F20
CH4	1.13231E-05	1.13291E-05	1.13231E-05	1.13291E-05
C2H6	1.74546E-05	1.75498E-05	1.74546E-05	1.75498E-05
C3H8	2.4437E-05	2.46335E-05	2.4437E-05	2.46335E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.16722E-05	3.1434E-05	3.16722E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.91728E-05	3.8915E-05	3.91728E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.59552E-05	4.567E-05	4.59552E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.23704E-05	5.2025E-05	5.23704E-05
C6H6	2.75617E-05	2.79829E-05	2.75617E-05	2.79829E-05
CO2	6.391E-06	6.53024E-06	6.391E-06	6.53024E-06
H2S	5.9374E-06	5.93352E-06	5.9374E-06	5.93352E-06
H2O	276261.8313	6.01553E-06	276350.0218	6.01553E-06
TEG	38463.95818	2.109930502	48306.14328	2.109930502

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F13	F20	F15	F20
CH4	6.24708E-06	5.42892E-06	6.24708E-06	5.42892E-06
C2H6	1.58509E-06	1.57537E-06	1.58509E-06	1.57537E-06
C3H8	2.34392E-06	2.34315E-06	2.34392E-06	2.34315E-06
n-C4H10	8.78878E-07	8.83913E-07	8.78878E-07	8.83913E-07
n-C5H12	7.48825E-07	7.53017E-07	7.48825E-07	7.53017E-07
n-C6H14	6.718E-07	6.75554E-07	6.718E-07	6.75554E-07

Komponen	ΔH (Kj/jam)			
	F13	F20	F15	F20
n-C7H16	4.25465E-07	4.28159E-07	4.25465E-07	4.28159E-07
C6H6	4.2517E-07	4.31342E-07	4.2517E-07	4.31342E-07
CO2	9.39425E-08	9.58669E-08	9.39425E-08	9.58669E-08
H2S	1.02508E-08	1.02422E-08	1.02508E-08	1.02422E-08
H2O	269834.8788	4.42592E-06	269921.0177	4.42592E-06
TEG	960995.8046	2.42194E-05	1206896.098	2.42194E-05
ΔH	1230830.683		1476817.115	

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$0.95 \cdot (Q_{reboiler} + Q_{feed}) = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot (Q_{reboiler} + Q_{feed}) = 1476817.115$$

$$Q_{reboiler} = 323713.6486 \text{ Kj/jam}$$

Steam digunakan panas gas buangan sisa dari regenerator pada suhu 393,15 K

$$Q_{losses} = 5\% Q_{in}$$

$$Q_{losses} = 77727.2166 \text{ Kj/jam}$$

Komponen	λ
CH4	1.29E-07
C2H6	4.82E-08
C3H8	4.01E-08
n-C4H10	1.21E-07
n-C5H12	7.52E-10
n-C6H14	1.24E-08
n-C7H16	2.55E-08
C6H6	2.99E-08
CO2	1.14E-07
H2S	2.35E-08

H ₂ O	5.90E-08
Ethylene glycol	1.38E-07

$$\lambda_{\text{steam}} = H_v - H_L$$

$$= 7.41\text{E-}07 \text{ KJ/Kg}$$

Steam yang diperlukan =

$$m = Q / \lambda_{\text{steam pada } 393,15 \text{ K}}$$

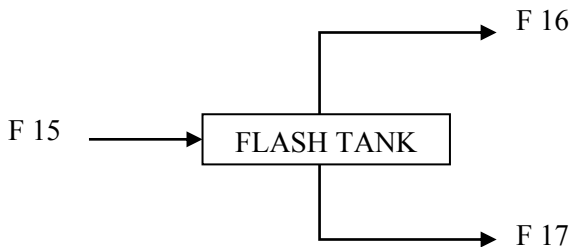
$$436975397009.086000 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Panas Reboiler

Komponen	masuk	keluar
	F13	F15
(H _{in}) ₁	1230830.683	
Q reboiler	323713.6486	
(H _{out}) ₁		1476817.115
Q losses		77727.2166
Total	1554544.332	1554544.332

34. Flash Tank (D-221)

Berfungsi : Untuk menghilangkan gas hidrokarbon yang terlarut



Temperatur masuk = 338,15 K (65°C)

Temperatur keluar atas = 338,15 K (65°C)

Temperatur keluar bawah = 338,21 K (65,6°C)

P masuk = 5 bar (5,05 atm)

P keluar = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)		
	F15	F16	F17
CH4	1.13231E-05	1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05	2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.8915E-05	3.8915E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05	2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06	6.391E-06	6.391E-06
H2S	5.9374E-06	5.9374E-06	5.9374E-06
H2O	276350.0218	6.0153E-06	276350.6644
TEG	48306.14328	2.097232624	48323.1703

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$$

$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{ekspansi}}$$

Komponen	ΔH (Kj/jam)		
	F15	F16	F17
CH ₄	6.24708E-06	8.21036E-07	5.42604E-06
C ₂ H ₆	1.58509E-06	1.82683E-08	1.56682E-06
C ₃ H ₈	2.34392E-06	1.94596E-08	2.32446E-06
n-C ₄ H ₁₀	8.78878E-07	1.6135E-09	8.77264E-07
n-C ₅ H ₁₂	7.48825E-07	7.63743E-10	7.48061E-07
n-C ₆ H ₁₄	6.718E-07	4.38518E-10	6.71362E-07
n-C ₇ H ₁₆	4.25465E-07	1.30183E-10	4.25335E-07
C ₆ H ₆	4.2517E-07	3.20894E-10	4.2485E-07
CO ₂	9.39425E-08	1.19768E-10	9.38228E-08
H ₂ S	1.02508E-08	1.98646E-12	1.02489E-08
H ₂ O	269921.0177	1.21668E-06	214025.9108
TEG	1206896.098	33.30534203	439919.8854
ΔH	1476817.115	653979.1016	

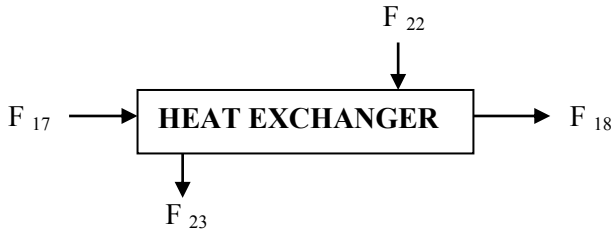
$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{ekspansi}}$$

$$Q_{\text{ekspansi}} = -822.838,014 \text{ Kj/jam}$$

Neraca Panas Flash Tank

Komponen	Masuk	keluar	
	F15	F16	F17
(Hin)1	1476817.115		
Q ekspansi	-822838.0138		
(Hout)1		33.30534411	
(Hout)2			653945.7963
Total	653979.1016	653979.1016	

35. Heat Exchanger (E-222)



Temperatur masuk = 338,21 K (65,6°C)
 Temperatur keluar = 438,15 K (165°C)
 Temperatur pemanas masuk = 472,039 K (198,89°C)
 Temperatur pemanas keluar = 349,15 K (76°C)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F17	F18
CH4	1.13231E-05	1.13237E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74727E-05
C3H8	2.4437E-05	2.44774E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.14821E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.89646E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.57228E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.20899E-05
C6H6	2.75617E-05	2.76603E-05
CO2	6.391E-06	6.43287E-06
H2S	5.9374E-06	5.93697E-06
H2O	276350.6644	279356.0617
TEG	48323.1703	77633.46148

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F17	F18
CH4	5.42604E-06	5.42632E-06
C2H6	1.56682E-06	1.56844E-06
C3H8	2.32446E-06	2.32831E-06
n-C4H10	8.77264E-07	8.78607E-07
n-C5H12	7.48061E-07	7.49015E-07
n-C6H14	6.71362E-07	6.72138E-07
n-C7H16	4.25335E-07	4.25866E-07
C6H6	4.2485E-07	4.26369E-07
CO2	9.38228E-08	9.44374E-08
H2S	1.02489E-08	1.02481E-08
H2O	214025.9108	216353.5075
TEG	439919.8854	706752.1289
ΔH	653945.7963	923105.6364

$$Q_{in} + Q_{supply} = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot (Q_{in} + Q_{supply}) = Q_{out} + Q_{losses}$$

$$0.95 \cdot Q_{supply} = 301857.1299$$

$$Q_{supply} = 317744.3473 \text{ Kj/jam}$$

$$923105.6364 \quad 971690.1436$$

$$Q_{losses} = 48584.50718 \text{ Kj/jam}$$

Komponen	λ
CH4	1.29E-07
C2H6	4.82E-08

Komponen	λ
C3H8	4.01E-08
n-C4H10	1.21E-07
n-C5H12	7.52E-10
n-C6H14	1.24E-08
n-C7H16	2.55E-08
C6H6	2.99E-08
CO2	1.14E-07
H2S	2.35E-08
H2O	5.90E-08
Ethylene glycol	1.38E-07

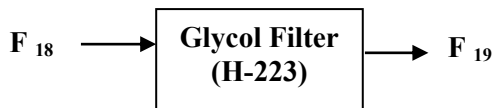
$$m = 2.92E+13 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Massa Panas Heat Exchanger

Komponen	masuk	keluar
	F17	F18
(Hin)1	653945.7963	
Q supply	317744.347305255	
(Hout)1		923105.6364
Q losses		48584.50718
Total	971690.1436	971690.1436

36. Glycol Filter (H-223)

Berfungsi : Untuk menyaring impuritis pada proses gas dehidrasi dengan *glycol filter*



Temperatur masuk = 438,15 K (165°C)

Temperatur keluar = 438,15 K (165°C)
Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F18	F19
CH4	1.13237E-05	1.13237E-05
C2H6	1.74727E-05	1.74727E-05
C3H8	2.44774E-05	2.44774E-05
n-C4H10	3.14821E-05	3.14821E-05
n-C5H12	3.89646E-05	3.89646E-05
n-C6H14	4.57228E-05	4.57228E-05
n-C7H16	5.20899E-05	5.20899E-05
C6H6	2.76603E-05	2.76603E-05
CO2	6.43287E-06	6.43287E-06
H2S	5.93697E-06	5.93697E-06
H2O	279356.0617	279356.0617
TEG	77633.46148	77633.46148

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F18	F19
CH4	5.42632E-06	5.42632E-06
C2H6	1.56844E-06	1.56844E-06
C3H8	2.32831E-06	2.32831E-06
n-C4H10	8.78607E-07	8.78607E-07
n-C5H12	7.49015E-07	7.49015E-07
n-C6H14	6.72138E-07	6.72138E-07
n-C7H16	4.25866E-07	4.25866E-07

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F18	F19
C6H6	4.26369E-07	4.26369E-07
CO2	9.44374E-08	9.44374E-08
H2S	1.02481E-08	1.02481E-08
H2O	216353.5075	216353.5075
TEG	706752.1289	706752.1289
ΔH	923105.6364	923105.6364

Neraca Panas Glycol Filter

Komponen	masuk	keluar
	F18	F19
(Qin)1	923105.6364	
(Qout)2		923105.6364
Total	923105.6364	923105.6364

37. Regenerator (D-220)

Temperatur masuk = 438,15 K (165°C)
 Temperatur keluar atas = 472,039 k (198,89°C)
 Temperatur keluar bawah = 472,039 k (198,89°C)
 Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	C_p (j/Kmol)		
	F19	F20	F21
CH4	1.13237E-05	1.13291E-05	
C2H6	1.74727E-05	1.75498E-05	
C3H8	2.44774E-05	2.46335E-05	
n-C4H10	3.14821E-05	3.16722E-05	
n-C5H12	3.89646E-05	3.91728E-05	
n-C6H14	4.57228E-05	4.59552E-05	

Komponen	Cp (j/Kmol)		
	F19	F20	F21
n-C7H16	5.20899E-05	5.23704E-05	
C6H6	2.76603E-05	2.79829E-05	
CO2	6.43287E-06	6.53024E-06	
H2S	5.93697E-06	5.93352E-06	
H2O	279356.0617	281660.8976	281660.8976
TEG	77633.46148	0	86733.41918

Komponen	ΔH (Kj/jam)		
	F19	F20	F21
CH4	5.42632E-06	5.42892E-06	
C2H6	1.56844E-06	1.57537E-06	
C3H8	2.32831E-06	2.34315E-06	
n-C4H10	8.78607E-07	8.83913E-07	
n-C5H12	7.49015E-07	7.53017E-07	
n-C6H14	6.72138E-07	6.75554E-07	
n-C7H16	4.25866E-07	4.28159E-07	
C6H6	4.26369E-07	4.31342E-07	
CO2	9.44374E-08	9.58669E-08	
H2S	1.02481E-08	1.02422E-08	
H2O	216353.5075	207231.612	10906.92694
TEG	706752.1289	0	789594.4634
	923105.6364	207231.612	800501.3903

$$\begin{aligned}
 Q_{in} + Q_{supply} &= Q_{out} + Q_{losses} \\
 0.95 \cdot (Q_{in} + Q_{supply}) &= Q_{out} + 0.05 \cdot Q_{losses} \\
 Q_{supply} &= 137665.9449 \text{ Kj/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ losses} = 5\% Q_{in}$$

$$Q \text{ losses} = 53038.57907 \text{ KJ/jam}$$

Dimana digunakan pada temperatur 472.15 K

$$\lambda \text{ steam} = H_v - H_L$$

$$H_v = 2790.3 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_L = 847.9 \text{ KJ/Kg}$$

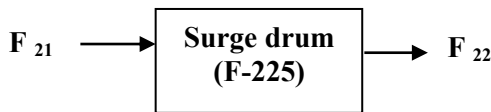
$$m = Q_{supply} / \lambda \text{ steam pada } 472.15 \text{ K}$$

$$m = 70.87414793 \text{ Kg/jam}$$

Neraca Panas Regenerator

Komponen	masuk	keluar	
	F19	F20	F21
(Q _{in}) ₁	923105.6364		
(Q reboiler)	137665.944944859		
(Q _{out})		207231.612	
(Q losses)		53038.57907	
(Q _{out})			800501.3903
Total	1060771.581	1060771.581	

38. Surge Drum (F-225)



Temperatur masuk = 472,039 K (198,89°C)

Temperatur keluar = 472,039 K (198,89°C)

Tekanan = 0,98 bar (1 atm)

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	F21	F22
H2O	281660.8976	281660.8976

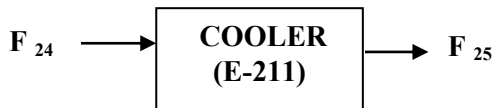
TEG	86733.41918	86733.41918
-----	-------------	-------------

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F21	F22
H ₂ O	10906.92694	10906.92694
TEG	789594.4634	789594.4634
ΔH	800501.3903	800501.3903

Neraca Panas Surge drum

Komponen	masuk	keluar
	F21	F22
(H _{in})1	800501.3903	
(H _{out})2		800501.3903
Total	800501.3903	800501.3903

39. Cooler (E-211)



$T_{\text{masuk}} = 349.15 \text{ K (76}^{\circ}\text{C)}$
 $T_{\text{keluar}} = 309.15 \text{ K (36}^{\circ}\text{C)}$
 $T_{\text{air pendingin masuk}} = 303.15 \text{ K (30}^{\circ}\text{C)}$
 $T_{\text{air pendingin keluar}} = 318.15 \text{ K (45}^{\circ}\text{C)}$
 $\text{Tekanan} = 0.98 \text{ bar (1 atm)}$

Komponen	C_p (j/Kmol)	
	F24	F25
H ₂ O	276505.7667	276247.4866

TEG	51713.12622	39109.65974
-----	-------------	-------------

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	F24	F25
H ₂ O	10707.30166	10697.30013
TEG	470780.4504	356042.3547
ΔH	481487.7521	366739.6548

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\Delta H_{in} + Q_{cooler} = \Delta H_{out}$$

$$Q_{cooler} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$Q_{air\ pendingin} = -114748.0973 \text{ Kj/jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air yang masuk pada suhu 303.15 K dan keluar pada suhu 318.15 K. Massa air pendingin yang diperlukan :

(Ulrich, 427)

$$Q_{air\ pendingin} = -114748.0973 \text{ Kj/jam}$$

$$\lambda_{steam} = H_v - H_L$$

$$H_L (318.15 \text{ K}) = 188.4 \text{ Kj/Kg}$$

$$H_L (303.15 \text{ K}) = 125.7 \text{ Kj/Kg}$$

$$m = Q_{supply} / \lambda_{steam} \text{ pada } 472.15 \text{ K}$$

$$m = 1830.113194 \text{ Kg/jam}$$

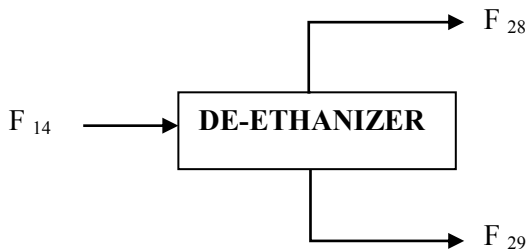
Neraca Panas Cooler

Komponen	masuk	keluar
	F24	F25
(H _{in}) ₁	481487.7521	
Q air pendingin	-114748.0973	

(Hout)1		366739.6548
Total	366739.6548	366739.6548

40. De-ethanizer

Berfungsi : Untuk memisahkan methane dan ethane serta fraksi ringan lainnya dari fraksi beratnya (propane dan butane)



Neraca Energi Masuk

HF14

T = 28°C = 301 K

Tref = 25°C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	310.16	4.236E-06	0.0013138	0.00031401
C ₂ H ₆	27.20	5.554E-06	0.0001511	3.6105E-05
C ₃ H ₈	19.59	7.374E-06	0.0001445	3.4528E-05
n-C ₄ H ₁₀	4.33	9.889E-06	4.284E-05	1.024E-05
n-C ₅ H ₁₂	2.41	1.222E-05	2.941E-05	7.0288E-06
n-C ₆ H ₁₄	1.54	1.443E-05	2.223E-05	5.3141E-06
n-C ₇ H ₁₈	0.72	1.655E-05	1.195E-05	2.8563E-06
C ₆ H ₆	1.78	0.0261735	0.0466183	0.01114204
CO ₂	3.01	3.329E-06	1.001E-05	2.3935E-06
H ₂ S	0.46	3.625E-06	1.658E-06	3.9616E-07
H ₂ O	1.97	3.64E-06	7.172E-06	1.7142E-06
TOTAL			0.048353	0.011557

Neraca Energi Keluar

F28

T = 24°C = 297 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	308.60582	1.156E-05	0.0035661	0.00085233
C ₂ H ₆	27.062283	1.862E-05	0.000504	0.00012045
C ₃ H ₈	0.5877716	2.653E-05	1.559E-05	3.7265E-06
n-C ₄ H ₁₀	0.0866494	3.405E-05	2.951E-06	7.0524E-07
n-C ₅ H ₁₂	0.0240693	4.2E-05	1.011E-06	2.4159E-07
n-C ₆ H ₁₄	0.0154043	4.932E-05	7.597E-07	1.8158E-07
n-C ₇ H ₁₈	0.0072208	5.633E-05	4.068E-07	9.7221E-08
C ₆ H ₆	0.0178113	0.2308581	0.0041119	0.00098276
CO ₂	3.0086587	7.151E-06	2.152E-05	5.1423E-06
H ₂ S	0.4573161	5.815E-06	2.659E-06	6.3557E-07
H ₂ O	0	3.6E-06	0	0
TOTAL	339.873		0.0082269	0.00196627

F 31

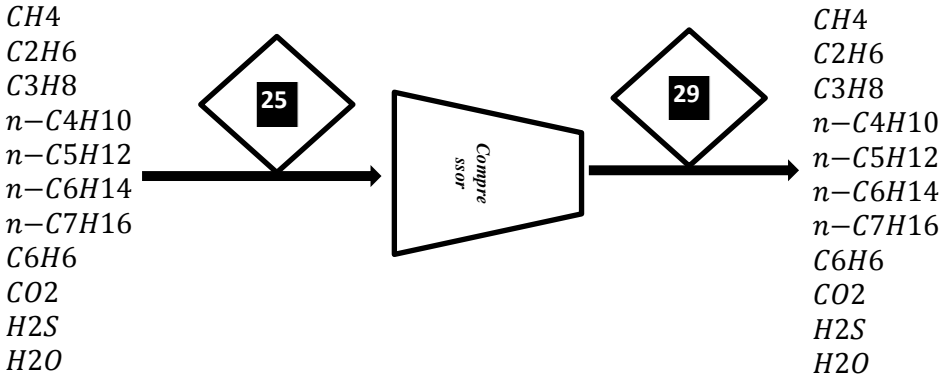
T = 109 °C = 382 K

Tref = 25 °C = 298 K

Komponen	(n) Kmol/jam	Cp (KJ/Kmol)	H F2	
			KJ/JAM	Kkal/jam
CH ₄	1.550783	3.332E-06	5.167E-06	1.2349E-06
C ₂ H ₆	0.1359914	4.036E-06	5.488E-07	1.3117E-07
C ₃ H ₈	19.004614	5.197E-06	9.876E-05	2.3604E-05
n-C ₄ H ₁₀	4.2458191	7.14E-06	3.031E-05	7.2453E-06
n-C ₅ H ₁₂	2.3828577	8.812E-06	2.1E-05	5.0187E-06
n-C ₆ H ₁₄	1.5250289	1.045E-05	1.593E-05	3.8083E-06
n-C ₇ H ₁₈	0.7148573	1.202E-05	8.596E-06	2.0544E-06
C ₆ H ₆	1.7633147	5.824E-05	0.0001027	2.4544E-05
CO ₂	0	2.938E-06	0	0
H ₂ S	0	3.329E-06	0	0

H ₂ O	1.9703395	3.337E-06	6.575E-06	1.5714E-06
TOTAL	33.2936		0.0002896	0.000069

41. Reciprocating Compressor Multi-stage



Suhu masuk = 292,15 K (24°C)
 Suhu keluar = 321,03 K (47,88°C)
 Tekanan masuk = 5 Bar
 Tekanan keluar = 250 Bar

Komponen	Cp (j/Kmol)	
	25	29
CH4	1.13231E-05	1.13231E-05
C2H6	1.74546E-05	1.74546E-05
C3H8	2.4437E-05	2.4437E-05
n-C4H10	3.1434E-05	3.1434E-05
n-C5H12	3.8915E-05	3.8915E-05
n-C6H14	4.567E-05	4.567E-05
n-C7H16	5.2025E-05	5.2025E-05
C6H6	2.75617E-05	2.75617E-05
CO2	6.391E-06	6.391E-06

H ₂ S	5.9374E-06	5.9374E-06
H ₂ O	6.0153E-06	6.0153E-06

Komponen	ΔH (Kj/jam)	
	25	29
CH ₄	-83,61194583	337,2871348
C ₂ H ₆	-9,785514181	38,73034113
C ₃ H ₈	-10,05588553	39,36530882
n-C ₄ H ₁₀	-2,99067582	11,62965046
n-C ₅ H ₁₂	-2,031739164	7,872767514
n-C ₆ H ₁₄	-1,544921366	5,971313822
n-C ₇ H ₁₆	-0,8412349656	3,245401213
C ₆ H ₆	-1,040008975	4,058509387
CO ₂	-0,7446339867	2,996096559
H ₂ S	-0,1018401457	0,4121487919
H ₂ O	0	0
Total	-112,7484	451,5686725

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\Delta H_{in} + P. \Delta V = \Delta H_{out}$$

$$P. \Delta V = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$P. \Delta V = 451,5686725 \text{ Kj/jam} - (-112,7484 \text{ Kj/jam})$$

$$P. \Delta V = 564,3170724 \text{ Kj/jam}$$

Tabel Neraca Energi *Multi-stage Reciprocating Piston Compressor*

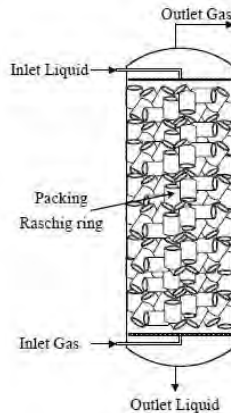
Komponen	masuk	Keluar
	<25>	<29>
(H _{in})1	-112.7484	
(H _{out})2		451.5686725

(-P*ΔV)	564.3170724	
Total	451.5686725	451.5686725

APENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. **ABSORBER COLUMN (D-110)**

Menurut *Arthur J. Kidney (2006)*, *absorber* merupakan salah satu metode penghilangan *impurities* bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan amine yaitu *Diethanolamine (DEA)* untuk mengabsorpsi gas-gas asam seperti CO_2 dan H_2S sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat.



Gambar 1. Penampang dari *Absorber*

Unit *Absorber* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan *packing rascing ring* dan *sparger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferik

Kondisi Operasi : P operasi = 1 atm
T operasi = 28 °C

A. Feed Inlet Liquid

DEA (Diethanolamine) dari tangki penyimpanan DEA:

$$\text{Rate mass} = 4017.82 \text{ kg/jam} = 8857.69 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ DEA} = 8.6 \text{ lb/gal} = 64.34 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = 137.68 \text{ cuft/jam}$$

B. Feed Inlet Gas

Acid gas dari feed gas alam:

$$\text{Rate mass} = 12418.26 \text{ kg/jam} = 27377.31 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ Acid gas} = 2,197 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = 12461.22 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetric} &= 12461.22 \text{ cuft/jam} + 137.68 \text{ cuft/jam} \\ &= 12598.9 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah $= 12598.9 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jam}$
 $= 209.98 \text{ cuft}$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai factor keamanan)

$$\begin{aligned} \text{Maka volume tangki} &= 209.98 \text{ cuft} \times (100/80) \\ &= 262.48 \text{ cuft} \end{aligned}$$

C. Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi rasio dimensi: $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

$$\text{Volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$262.48 = 1/4 \pi (D^2) 5D$$

$$D = 4.0548 \text{ ft} \approx 4 \text{ ft}$$

$$= 48 \text{ in} = 1.22 \text{ m}$$

$$H = 4 \times 5 = 20 \text{ ft}$$

$$= 240 \text{ in} = 6.10 \text{ m}$$

D. Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{P \text{ ri}}{f - 0.6P} + \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : r_i = jari-jari tangki; in ($1/2 D$)

C = factor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = factor pengelasan, *double welded*; $E = 0,8$

f = *stress allowable*; psi ($f = 12650$ psi)

(*Brownell & Young, T.13-1*)

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk factor keamanan.

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho H}{144} = \frac{44,174 \cdot 20}{144} = 8,94 \text{ psi}$$

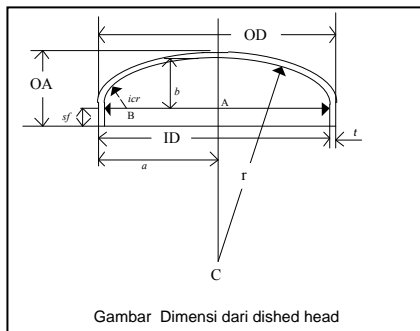
$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ = 14,7 + 8,94 = 23,64 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,1 \times 23,64 \\ = 26 \text{ psi}$$

$$r = \frac{1}{2} D \\ = \frac{1}{2} \times 48 = 24 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{26 \cdot 24}{(12650 \cdot 0,8) - (0,6 \cdot 26)} + 0,125 \\ = 0,19 \text{ in (dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in)}$$

E. Menentukan tutup atas dan tutup bawah (*standard torispherical dished*)



Gambar Dimensi dari dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 *Brownell & Young*:

$$th = \frac{0,855P \cdot rc}{f - 0,1P} +$$

dengan : rc = crown radius; in

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

f = *stress allowable*; psi (f = 12650 psi)

(Brownell & Young, T.13-1)

Untuk D = 48 in (Brownell & Young, table 5.7)

didapatkan : rc = 132 in = 7.5 ft

icr = 8 3/4 in = 8.8 in

$$th = \frac{0.855P}{f} + \frac{rc}{26}$$

$$th = \frac{(0.855 \times 26) + 132}{12650} + 0.125$$

= 0.4252 in (digunakan t standar 3/8 in)

D = 48 in = 4 ft

ID tutup = OD tangki – 2(th)

= 48 – (2 × 0.4252)

= 47.15 in = 3.9291 ft

$$a = \frac{D}{2} = \frac{47.15}{2}$$

= 24 in

BC = rc – icr

= 123.25 in

AB = a – icr

= 15 in

$$AC = \sqrt{123.36^2 - 15^2}$$

= 122.36 in

b = rc – AC

= 9.64 in

OA = 0.4252 + 9.64 + 1.5

= 11.57 in = 1 ft

F. Menentukan Volume Head

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell & Young, dihitung volume head:

$$\begin{aligned} V &= 0,000049 \times (Di)^3 \\ V &= 0,000049 \times (5,446)^3 \\ &= 0,002972258 \text{ ft}^3 = 18,97 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

G. Menghitung Sparger bagian atas

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric DEA} &= \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = 137.6773 \text{ cuft/jam} \\ &= 2.29 \text{ cuft/mnt} \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 2,4 in (digunakan uk. standar 2,469 in)

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,5 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft} = 0,0635 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,206575 \text{ ft} = 0,063 \text{ m}$$

$$A = 3.3552 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} v &= (\text{Rate volumetric}/A) \times (1/60) \\ &= 1.81 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\text{dengan, } \mu = 17,889 \text{ cp} = 0,012 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{0,206 \times 1.81 \times 64.3366}{0,012} \\ &= 1807.45 \end{aligned}$$

dengan $N_{Re} < 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times N_{Re}^{-0,05}$$

$$dp = 0,0071 \times 1987.66^{-0,05}$$

$$= 0,0049 \text{ m} = 0,01593 \text{ ft} = 4,8566 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$C = 3 \times 0,01593$$

$$= 0,048 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 1 \times 4 = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{\text{Panjang pipa} \times \text{cabang}}{}$$

$$= 1249 \text{ lubang}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}} \\ &= 62 \text{ lubang tiap cabang}\end{aligned}$$

H. Menghitung Sparger bagian bawah

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetric} &= \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = \frac{12418.26}{2,197} = 27377.31 \text{ cuft/jam} \\ &= 207.69 \text{ cuft/mnt}\end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 19 in (digunakan uk. standar 19,25 in)
dari Timmerhaus Tabel 13 didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{sch} &= 40 \\ \text{OD} &= 20 \text{ in} = 1,7 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 19 \text{ in} = 1,6 \text{ ft} \\ \text{A} &= 291 \text{ in}^2 = 2 \text{ ft}^2 \\ v &= (\text{Rate volumetric}/\text{A}) \times (1/60) \\ &= (207.69/2) \times (1/60) \\ &= 1.71 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

dengan, $\mu = 0,1717 \text{ cp} = 0,000115 \text{ lb/ft.s}$

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{1,6 \times 5,8 \times 2,197}{0,000115} \\ &= 177727,92\end{aligned}$$

dengan $N_{\text{Re}} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$\begin{aligned}dp &= 0,0071 \times N_{\text{Re}}^{-0,05} \\ dp &= 0,0071 \times 177727,92^{-0,05} \\ &= 0,00388 \text{ m} = 0,01273 \text{ ft} = 3,879 \text{ mm}\end{aligned}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$\begin{aligned}C &= 3 \times 0,01273 \\ &= 0,03818 \text{ ft}\end{aligned}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,75 \times 4 = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{\text{Panjang pipa} \times \text{cabang}}{}$$

$$= 1926 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$$

$$= 96 \text{ lubang tiap cabang}$$

I. Menentukan jumlah *packing*



Digunakan *packing* jenis *racing ring* dengan spesifikasi standard menurut *Van Winkle table 15.1*

$$\text{Ukuran } \textit{packing} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } \textit{packing} = 0,125 \text{ in atau } 0,003 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{packing} = 80\% \text{ dari tinggi shell}$$

$$= 80\% \times 20 \text{ ft} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter shell} = 11 \text{ ft}$$

$$\text{Volume } \textit{packing} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$= \frac{1}{4} \pi (11^2) 22$$

$$= 1520 \text{ cuft}$$

$$\text{Jumlah } \textit{packing}/\text{cuft} = 1,35 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah } \textit{packing} \text{ total} = 1,35 \times 1520$$

$$= 2051.68 \text{ buah}$$

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

$$\text{Bahan Konstruksi} = \textit{Carbon steels SA-283 grade C}$$

$$\text{Volume tangki} = 262.48 \text{ cuft}$$

$$\text{Diameter tangki} = 4 \text{ ft atau } 1.2 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 20 \text{ ft atau } 6.01 \text{ m}$$

$$\text{Tebal } \textit{shell} = 0.19 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = 0.4252 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = 3,904 \text{ in atau } 0,099 \text{ m}$$

Spesifikasi *Packing*:

Bahan konstruksi	= Ceramic stoneware
Jumlah <i>packing</i>	= 2051.68 buah \approx 2052 buah
Ukuran <i>packing</i>	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal <i>packing</i>	= 0,125 in atau 0,003 m

Spesifikasi *Sparger*:

Tipe	= Standard Perforated Pipe
Bahan konstruksi	= Commercial Steel

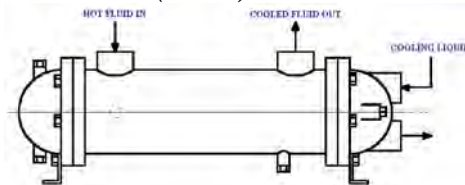
Bagian atas

- Diameter lubang = 4,86 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 63 lubang

Bagian bawah

- Diameter lubang = 3,165 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 96 lubang

2. HEAT EXCHANGER (E-110)



1) Heat Balance

Aliran bahan dingin,

$$Q = 3932.384 \quad \text{Kkal/jam} = 15603.7 \text{ btu/jam}$$

$$W = 7140.6 \quad \text{Kg/jam} = 15742 \text{ lb/jam}$$

Aliran bahan panas,

$$W = 4017.8 \quad \text{Kg/jam} = 8857.7 \text{ lb/jam}$$

2) LMTD

$$T_1 = 98 \quad ^\circ\text{C} = 208.4 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 47 \quad ^\circ\text{C} = 116.6 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 32 \quad ^\circ\text{C} = 89.6 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 63 \quad ^\circ\text{C} = 145.4 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(208.4-145.4)-(116.6-89.6)}{\ln \frac{(208.4-145.4)}{(116.6-89.6)}} \\ &= 42.488 \end{aligned}$$

$$R = 1.645$$

$$S = 0.5$$

Karena nilai R sangat kecil maka $\Delta T = \text{LMTD} = 42.488$

3) Menentukan Koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 100 \text{ Btu/(jam)}(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

4) Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 kern, dipilih pipa dengan kriteria:

$$O_D = 0.75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.62 \text{ in}$$

$$a_o = 0.196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0.302 \text{ in}^2$$

5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_{D\Delta T.}} \\ &= 3.672 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

6) Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L.a_o} = \frac{3.67495}{12 \times 2 \times 0.2} = 1.559$$

Dari table 9 hal 841 -842 kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

Shell

$$\text{ID} : 17.25 \text{ in}$$

$$B : 12.08 \text{ in}$$

$$\text{Pass} : 1$$

Tube

$$\text{No. of tube} : 178$$

$$\text{OD, BWG} : 0.75 \text{ in, 16}$$

$$\text{Pitch} : 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 4$$

7) Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= Nt \times L_{xao} \\ &= 419.297 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A_{terkoreksi} \times \Delta t_{mean}} \\ &= 0.876 \end{aligned}$$

8) Perhitungan T_{av} dan t_{av}

Karena viskositas yang relative kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = 162.5^\circ\text{F}$$

$$T_c = t_{av} = 117.5^\circ\text{F}$$

Hot Fluid (Shell)

9) Flow area

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pt} \times 0.5 \\ ' &= Pt - OD \\ &= 0.25 \end{aligned}$$

$$a_s = 0.18081 \text{ ft}^2$$

10) Mass Velocity

$$\begin{aligned} G &= \frac{W_S}{a_s} \\ &= 48988.8 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{11) pada } 494.6^\circ\text{F}, \mu &= 0.019 \text{ cp} \\ &= 0.05 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

Dari fig. 28 hal 838 kern,

$$De = 0.7 \text{ in} = 0.0608 \text{ ft}$$

$$N_{re} = \frac{De \cdot G_S}{\mu} = 64788$$

12) Dari fig 28 hal 838 kern

$$j_H = 290$$

13) pada 494.6°F

$$C = 0.48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$K = 0.024 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(c \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.9618$$

$$\begin{aligned} \text{14. } h_o &= j_H \cdot (k/De) \cdot (c \cdot \mu / k)^{1/3} \\ &= 113.7631 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Tube)

9) Flow area

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{N_t \times a_i}{144n} \\ &= 0.0933 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10) Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W_t / a_t \\ &= 168678 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{11) pada } 239^\circ\text{F}, \mu &= 0.2214 \text{ cp} \\ &= 0.4359 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$N_{re} = 16263$$

12) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 140$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 81.64 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= -1.12947$$

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

17) Untuk Nre = 16263.06
 Dari Fig. 26 Hal 836 Kern $f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
 Pada $T = 175^\circ\text{F}$ $s = 0.87$

Menghitung Pressure drop

$\Delta P_t \text{ Tot} = 2.0136$

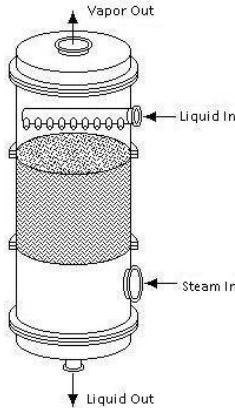
Menghitung ΔP bagian shell (ΔP_s)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)} = 0.017 \text{ psi}$

3. STRIPPER AMINE REGENERATOR (D-120)

Stripper Amine Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas asam (H_2S dan CO_2) dengan larutan amine (DEA).



Gambar 2. Penampang dari *Stripper Amine Regenerator*

Spesifikasi alat dan desain *Stripper Column* mengacu pada Chohey (2003).

Feed:

T = $40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K}$
 P = $4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia}$
 W = $130713,62\text{ kg/jam}$

Top product:

T = $40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K}$
 P = $4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia}$
 $W_v = 43531,5\text{ kg/jam}$
 $\rho_v = 927,289\text{ kg/m}^3$
 $V_v = 43531,5\text{ kg/jam} : 927,289\text{ kg/m}^3$
 $= 46,9449\text{ m}^3/\text{jam}$

Bottom product:

T = $40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K}$
 P = $4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia}$
 $W_L = 87181,1\text{ kg/jam}$
 $\rho_L = 1033,95\text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned} V_L &= 87181,1 \text{ kg/jam} : 1033,95 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,3185 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

A. Menentukan dimensi tangki *Stripper*

$$\begin{aligned} v_v &= 0,00017 \\ &= 0,00567 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= v_v' : v_v \\ &= (46,9449/3600) : 0,00567 \text{ m/s} \\ &= 2,298 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= ((2,298 \times 4) : 3.14)^{1/2} \\ &= 1,711 \text{ m} = 67,364 \text{ in} = 5,614 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi:

Residence time selama 5 menit (3-5 menit)

Liquid mengisi 50% stripper

$$\begin{aligned} L_L &= (V'_L \times t_s)/(A \times 50\%) \\ &= (84,3185 \times 5)/(2,298 \times 50\%) \\ &= 6,115 \text{ m} \quad (L \text{ min} = 0,61 \text{ m}) \\ &= 0,61 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= (0,61 + 1.5) \times (1,711 + 1.5) \times (0.3048) \\ &= 3,634 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L/D \text{ ratio} &= 3,634/1,711 \\ &= 2,124 \quad (L/D = 2-4, \text{ GPSA Engineering pg. 7-6}) \end{aligned}$$

B. Menghitung tebal *shell*

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 71,34 \text{ psia} \\ P \text{ hidrostatik} &= \frac{1033,95 \times 1 \times 6,115}{144} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 43,905 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P \text{ total} = 115,245 \text{ psia} = 100,545 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times 100,545 \\ &= 110,6 \text{ psig} \end{aligned}$$

Digunakan *plate steel SA-240 Grade B*, maka:

$$f = 17500 \text{ psia}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 1/8$$

$$t_s = \frac{P \quad D}{2(f - 0,6P)} +$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,392 \text{ in} \\
 (\text{Standarisasi } t_s &= 5/16 \text{ in}) && (\text{Brownell table 5.7}) \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\
 &= 67,364 + (2 \times 0,625) \\
 &= 68,6136 \text{ in} \\
 \text{Diambil OD} &= 72 \text{ in} && (\text{Brownell table 5.7}) \\
 \text{ID baru} &= \text{OD} - 2t_s \\
 &= 72 - (2 \times 0,625) \\
 &= 71,375 \text{ in} \\
 \text{L baru} &= 71,375 \times 2,124 \\
 &= 151,58 \text{ in} = 12,63 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tebal tutup

Head: *Elliptical dished head*

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{2 + k^2}{6} \\
 &= \frac{2 + 4^2}{6} \\
 &= 1 \\
 T_{\text{tutup}} &= \frac{110,6 \quad 72 \quad 1}{2(17500 \quad 0,8) - *(0,2 \quad 110,6)} + 0,125 \\
 &= 0,407 \text{ in}
 \end{aligned}$$

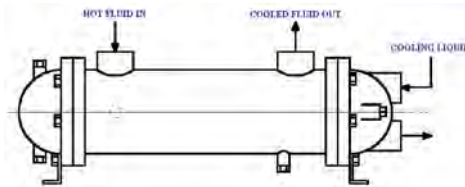
Spesifikasi alat *Stripper Amine Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Vertical drum</i> dengan <i>mist eliminator</i>
Material	: <i>Plate Steel SA-240 Grade B</i>
ID	: 71,375 inch atau 1,828 meter
OD	: 67,989 inch atau 1,727 meter
Tinggi <i>shell</i>	: 12,632 ft atau 3,85 meter
Tebal <i>shell</i>	: 0,625 inch atau 0,015 meter
Tipe tutup	: <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup	: 0,407 inch atau 0,013 meter

4. COOLER 1 (E-112)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan amine (DEA) regenerasi yang

akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Absorber*.



Gambar 3. Penampang dari *Cooler*

Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada *Kern (1950)*.

Keterangan Fluida yang masuk Heat Exchanger

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
W DEA	66148,746	kg/hr	145833.8	lb/hr
T1	65	$^{\circ}\text{C}$	149	$^{\circ}\text{F}$
T2	38	$^{\circ}\text{C}$	100.4	$^{\circ}\text{F}$
w Water	7010,786	kg/hr	15456.22	lb/hr
t1	30	$^{\circ}\text{C}$	86	$^{\circ}\text{F}$
t2	45	$^{\circ}\text{C}$	113	$^{\circ}\text{F}$
Rd	0.003			
ΔP liquid	10	psi		

1) Heat Balance

a) DEA

$$\begin{aligned}
 W \text{ DEA} &= 145833.8 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= T1 - T2 \\
 &= 48.60 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 C_p &= 2.528 \text{ kJ/kgmol. }^{\circ}\text{C} \\
 C_p &= 0.6042 \text{ Btu/lbmol. }^{\circ}\text{F} \\
 Q &= W \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= 4282326,8 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

b) Water

$$\begin{aligned}
 w \text{ Water} &= 15456.22 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= t2 - t1 \\
 &= 27 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 c_p &= 1.000048 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$Q = w p \Delta T$$

$$= 417337.85 \text{ Btu/hr}$$

2) Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
149	Higher Temp	113.00	36.00
100.40	Lower Temp	86.00	14.40
48.60	Differences	27.00	21.60

$$LMTD = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)$$

$$= 23.57$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$= 1.80$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$= 0.43$$

Digunakan 1-1 Exchanger dengan:

$$F_t = 0.9$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD$$

$$= 22.16 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3) T_c dan t_c

Karena:

$$m \text{ DEA} = 17.889 \text{ cP}$$

$$K_c = 0.3$$

$$F_c = 0.4$$

$$T_c = 121 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Karena:

$$m \text{ Water} = 0.75 \text{ cP (kurang dari 1 cP)}$$

$$t_c = t_{av}$$

$$= 27.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial :

a) Asumsi : $U_d = 90 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$ (dari table 8) (75-150)

$$A = Q / (U_d \times \Delta t)$$

$$= 2356.55 \text{ ft}^2$$

Asumsi HE Tubes: 3/4 in OD, 16 BWG tubes 8'0" long on 1-

in triangular pitch

$$L = 6 \text{ Ft}$$

Dari table 10 pada 3/4 OD tube dan 16 BWG dapat diperoleh a"t :

$$a"t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Number of Tube (N)} \quad A/(L \times a"t) &= \frac{A}{L \times a"t} \\ &= 2000,80 \end{aligned}$$

b) Asumsi 2 tube passes

Dari perhitungan:

8.88 tubes, two pas 3/4 in OD, 16 BWG tubes 10'0"
long on 1-in triangular pitch

Dari table 9, nilai yang paling mendekati:

9 tubes in 12 in ID shell

$$ID = 8 \text{ In}$$

c) Corrected Ud

$$\begin{aligned} A &= N \times L \times a"t \\ &= 10.60 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ud &= Q/(A \times \Delta t) \\ &= 20008.04 \end{aligned}$$

Hot Fluida: Shell side, DEA

4') Flow area

Nilai baffle spase yang minimum akan memberikan

Nilai ho yang maksimum, sehingga:

$$\begin{aligned} B &= ID/1.3 \\ &= 2.0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= ID \times C'B/144\text{Pt} \\ &= 0.08 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5') Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= w/a_s \\ &= 1750005,41 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2) \end{aligned}$$

6') Reynold Number

$$\begin{aligned}
 cp &= 0.6042 \quad \text{Btu/lb.}^{\circ}\text{F} \\
 k &= 0.08427 \quad \text{W/m. K} \\
 &= 0.04869 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F/ft)} \\
 \mu &= 2.564 \quad \text{cp} \\
 &= 6.20488 \quad \text{lb/(ft)(hr)}
 \end{aligned}$$

Dari figure 28 pada 3/4 in OD dan 1-in triangular pitch:

$$\begin{aligned}
 De &= 0.73 \quad \text{in} \\
 &= 0.061 \quad \text{ft} \\
 Res &= (De \times Gs)/\mu \\
 &= 17157.25
 \end{aligned}$$

7) jH
 Dari figure 28 pada Res, diperoleh:
 $jH = 6.4$

8) ho
 $ho = jH(k/De)(cp\mu/k)^{(1/3)} \phi_s$
 $ho/\phi_s = 31.41 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari tw. Dan $\phi_s = 1$

Sehingga:

$$ho = 31.41 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

Cold Fluida: Tube side, Water

4) Flow area
 Dari table 10 pada 3/4 in OD, 16 BWG:
 $a't = 0.302 \quad \text{in}^2$
 $at = (Nt \times a't)/(144 \times n)$
 $= 0.01 \quad \text{ft}^2$

5) Mass Velocity
 $Gt = W/at$
 $= 1637745,05 \quad \text{lb/(hr)(ft}^2\text{)}$

6) Reynold Number
 $Cp = 1.00 \quad \text{Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$
 $k = 0 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F/ft)}$

$$\begin{aligned}\mu &= 0.75 \text{ cp} \\ &= 1.8150 \text{ lb/(ft)(hr)} \\ \text{Dari table 10 pada 3/4 in OD dan 16 BWG} \\ D &= 0.62 \text{ in} \\ &= 0.62/12 \text{ ft} \\ &= 0.052 \text{ ft} \\ \text{Ret} &= (D \times Gt)/\mu \\ &= 46620.84\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}7) \quad \text{Velocity} \\ \rho &= 61.94 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Velocity} &= 6.120\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}8) \quad h_{io} \\ h_i &= 2000 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\ h_{io} &= h_i \times (ID/OD) \\ &= 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}\end{aligned}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari μ .

Dan $\phi_t = 1$

Sehingga:

$$h_{io} = 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Pressure Drop

Shell Side:

9) Dari figure 29 pada Res, maka:

$$\begin{aligned}f_s &= 0.0017 \\ s &= 0.01\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}10) \quad \Delta P \\ N + 1 &= 12L/B \\ &= 36.00 \\ D_s &= ID/12 \\ &= 0.67 \text{ ft} \\ \Delta P_s &= (f \times G_s^2 \times D_s (N+1)) / (5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s) \\ &= 3892.487\end{aligned}$$

Tube Side:

9) Dari figure 26 pada Ret, maka:

$$f = 0.00018$$

$$s = 0.68$$

10) ΔP

$$\Delta P_s = (f \times G t^2 \times D \times L_n) / (5.22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi t)$$

$$= 0.108811718$$

$$\Delta P_r = (4n/s)(V^2/2g')$$

Dari Figure 27 pada Gt diperoleh:

$$V^2/2g' = 0.4$$

$$\Delta P_r = 5.411765$$

$$\Delta P_t = \Delta P_s + \Delta P_r$$

$$= 5.521$$

Karena ΔP (hitung) lebih kecil dari ΔP (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

11') Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$= 30.83$$

12') Dirt Factor, R_d

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$= 0.001324$$

Karena R_d (hitung) lebih besar dari R_d (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

Spesifikasi alat *Cooler 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Shell and tube 1-1 Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

ID *shell* : 8 inch atau 0,203 meter

ΔP *shell* : 0,816 psia

ID *tube* : 0,62 inch atau 0,0157 meter

ΔP *tube* : 5,521 psia

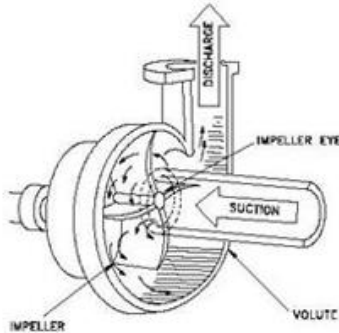
Jumlah *tube* : 45

R_d : 0,001324 jft² °F/btu

Luas area : 90 ft²

5. DEA PUMP (L-122)

DEA Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *absorber*.



Gambar 5. Penampang dari *DEA Pump*

Spesifikasi alat dan desain *DEA Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

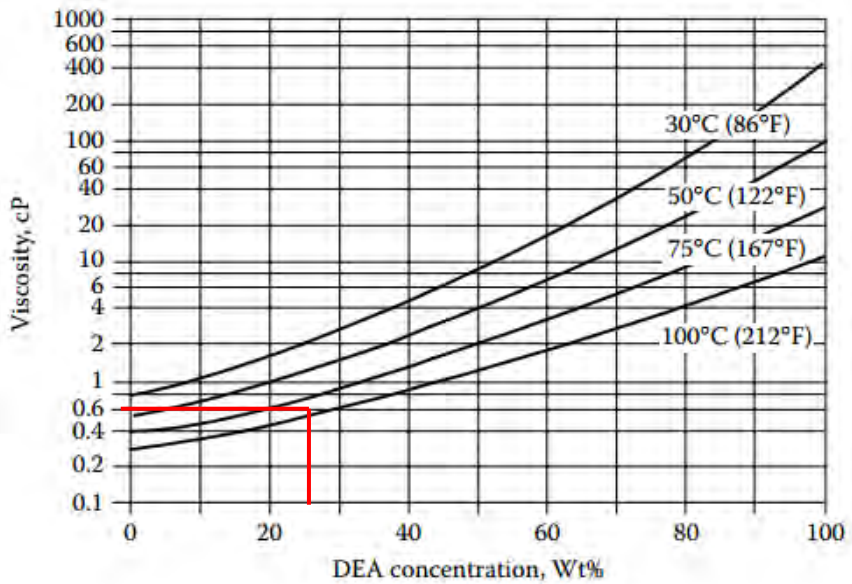
Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 98\text{ }^{\circ}\text{C} = 371.15\text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 4.9\text{ atm} = 705.62\text{ lb/ft}^2$$

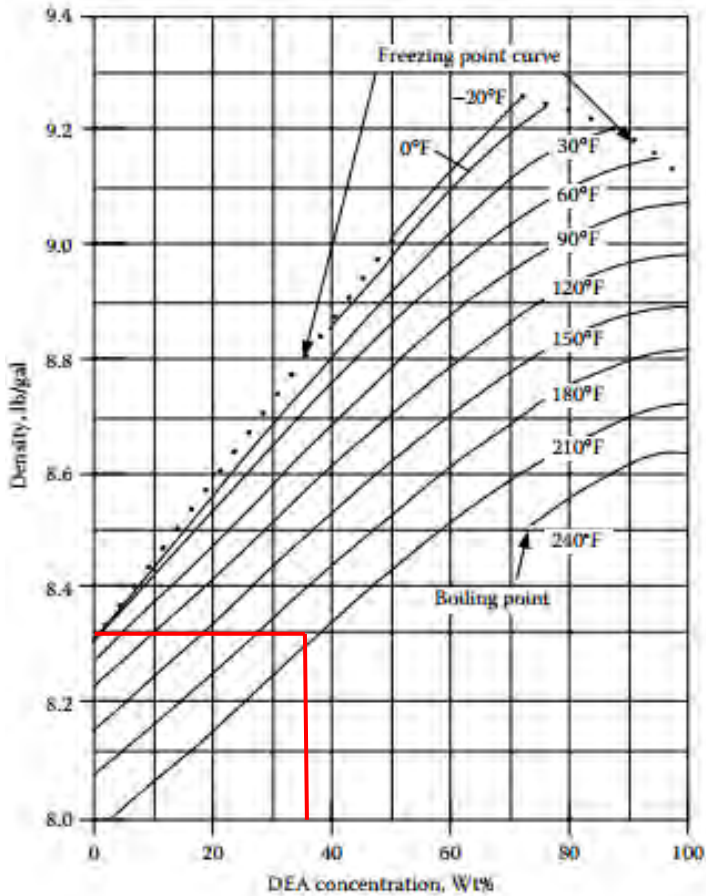
$$P_{\text{suc}} = 11.84\text{ atm} = 1705\text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass DEA} = 4374.24\text{ kg/jam} = 9643.5\text{ lb/jam}$$



DEA Sol. Konsentrasi 35 % pada suhu 98°C : (dilihat dari grafik diatas)

Viscositas = 0.6 cp = 0,0004 lb/ft.s



$$\text{Densitas} = 0.995 \text{ g/cm}^3 = 62.09 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 9643.5 / (62.09 \times 3600)$$

$$= 0.04314 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 16.1198 \text{ gpm}$$

$$D_t = 1.1667 \text{ ft}$$

$$A_t = 1.0685 \text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0.04314 / 1.0685$$

$$= 0.04038 \text{ ft/s}$$

Dipakai diameter standard = 2 1/2 in sch 40 (Kern table 11)

$$ID = 2.469 \text{ in} = 0.20575 \text{ ft}$$

$$OD = 2.88 \text{ in} = 0.24 \text{ ft}$$

$$A = 4.79 \text{ in}^2 = 0.03326 \text{ ft}^2$$

$$v_2 = 0.04314 / 0.03326$$

$$= 1.2969 \text{ ft/s}$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi pompa ke absorber} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Stripper ke pompa} = 10 \text{ ft}$$

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 7254.6492$$

$$C = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0.8$

$$Fps = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0.000051 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena adanya kontraksi

$$Fc = (0.5 \times 0.0059^2) / (2 \times 0.5)$$

$$= 0.00086872 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friksi bagian suction} = 0.00092083 \text{ ft lbf/lbm}$$

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 41096$$

$$C = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0.5$

$$Fpd = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0.045736 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standard		3	2
<i>Globe valve</i>	<i>(wide open)</i>	17	1
<i>Check valve</i>	<i>Swing</i>	9	1

$$\begin{aligned} hf(\text{elbow}) &= K_f v^2 / 2g_c \\ &= 0.065 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hf(\text{globe valve}) &= K_f v^2 / 2g_c \\ &= 0.44437 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hf(\text{check valve}) &= K_f v^2 / 2g_c \\ &= 0.23526 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned} F_d &= (2 \times 0.065) + 0.44437 + 0.23526 \\ &= 0.856 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= 0.0000698 + 0.856 \\ &= 0.85698 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

$$-W_s = 26.0781 \text{ ft lb}$$

$$\eta = 20\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus fig. 14.37})$$

$$\begin{aligned} W_p &= W_s / \eta \\ &= 130.391 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{BHP} = 0.64 \text{ hp}$$

$$\text{Eff. Motor} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Actual Power} &= 0.64 / 0.1 \\ &= 6.35 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *DEA Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 16.1198 gpm

Tekanan *suction* : 4.9 atm

Tekanan *discharge* : 11.84 atm

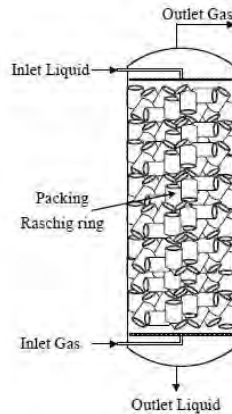
Beda ketinggian : 15 ft atau 4 m

Ukuran pipa : 2 ½ in sch 40

Power pompa : 6.35 hp

6. GLYCOL CONTACTOR (D-210)

Glycol Contactor merupakan salah satu metode penghilangan kadar air bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan glycol yaitu *Triethylenglycol (TEG)* untuk mengabsorpsi H_2O sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat. Unit *Glycol Contactor* yang digunakan adalah *Packed Tower*.



Gambar 6. Penampang dari *Glycol Contactor*

Spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan *packing rascing ring* dan *sparger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferik

Kondisi Operasi : P operasi = 1 atm
T operasi = 40 °C

A. Feed Inlet Liquid

TEG (Triethylenglycol) dari tangki penyimpanan TEG:

Rate mass = 1179,224 kg/jam = 2599,72 lb/jam

ρ DEA = 1110,6 kg/m³ = 69,332 lb/cuft

Rate volumetric = $\frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = \frac{1179,224}{69,332} = 37,5 \text{ cuft/jam}$

B. Feed Inlet Gas

H₂O dari feed gas alam:

$$\text{Rate mass} = 13428,32 \text{ kg/jam} = 29604,08 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{O} = 999,97 \text{ kg/m}^3 = 62,426 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = \frac{29604,08}{62,426} = 474,23 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetric} &= 37,5 \text{ cuft/jam} + 474,23 \text{ cuft/jam} \\ &= 511,72 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah $= 511,72 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jam}$
 $= 8,53 \text{ cuft}$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai factor keamanan)

$$\begin{aligned} \text{Maka volume tangki} &= 8,53 \text{ cuft} \times (100/80) \\ &= 10,66 \text{ cuft} \end{aligned}$$

C. Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi rasio dimensi: H/D = 5 (*Ulrich, Tabel 4-18*)

$$\text{Volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$10,66 = 1/4 \pi (D^2) 5D$$

$$D = 2,6 \text{ ft}$$

$$= 31 \text{ in} = 0,79 \text{ m}$$

$$H = 2,6 \times 5 = 13 \text{ ft}$$

$$= 156 \text{ in} = 3,96 \text{ m}$$

D. Menentukan tebal minimum shell

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{P \cdot r_i}{f - 0,6P} + \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : r_i = jari-jari tangki; in (1/2 D)

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

f = *stress allowable*; psi (f = 12650 psi)

(*Brownell & Young, T.13-1*)

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk factor keamanan.

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho}{144} \frac{H}{144} = \frac{69,332}{144} \frac{13}{144} = 6,26 \text{ psi}$$

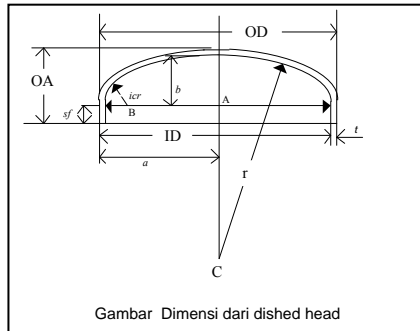
$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ = 14,7 + 6,26 = 20,96 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,1 \times 20,96 \\ = 23,0551 \text{ psi}$$

$$r = \frac{1}{2} D \\ = \frac{1}{2} \times 31,2 = 15,6 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{35,0551 \times 15,6}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 35,0551)} + 0,125 \\ = 0,16 \text{ in (dipakai tebal standar } 1/8 \text{ in)}$$

E. Menentukan tutup atas dan tutup bawah (*standard torispherical dished*)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 *Brownell & Young*:

$$th = \frac{0,855P}{f} \frac{rc}{-0,1P} +$$

dengan : rc = crown radius; in

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

f = *stress allowable*; psi (f = 12650 psi)

(*Brownell & Young, T.13-1*)

Untuk D = 31,2 in (Brownell & Young, table 5.7)
 didapatkan : rc = 32 in = 2,7 ft
 icr = 2 in

$$\text{th} = \frac{0,855P}{f - 0,1P} + \frac{(0,855 - 23,0551) \cdot 32}{(12650 - 0,8) - (0,1 - 23,0551)} + 0,125$$

$$\text{th} = 0,189 \text{ in (digunakan t standar 2/8 in)}$$

D = 31,2 in = 2,6 ft
 ID tutup = OD tangki - 2(th)
 = 31,2 - (2 × 0,189)
 = 30,82 in = 2,568 ft

$$a = \frac{D}{2} = \frac{30,82}{2} = 15,41 \text{ in}$$

BC = rc - icr
 = 30 in

AB = a - icr
 = 13,41 in

$$AC = \sqrt{84,5^2 - 27,17^2} = 26,84 \text{ in}$$

b = rc - AC
 = 5,16 in

OA = 0,189 + 5,16 + 1,5
 = 6,85 in = 0,6 ft

F. Menentukan Volume Head

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell & Young, dihitung volume head:

$$V = 0,000049 \times (Di)^3$$

$$V = 0,00083 \text{ ft}^3 = 0,000023 \text{ m}^3$$

G. Menghitung Sparger bagian atas

Rate volumetric DEA = 37 cuft/jam

$$= 0,62 \text{ cuft/mnt}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 2,4 in (digunakan uk. standar 2,469 in)

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,239 \text{ ft} = 0,073 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,206 \text{ ft} = 0,063 \text{ m}$$

$$A = 4,784 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$v = (\text{Rate volumetric}/A) \times (1/60) \\ = 0,31 \text{ ft/s}$$

$$\text{dengan, } \mu = 17,889 \text{ cp} = 0,012 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{\text{Re}} = 194,46$$

dengan $N_{\text{Re}} < 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,028 \times d_o^{1/2} \times N_{\text{Re}}^{1/3}$$

$$dp = 0,0438 \text{ m} = 0,144 \text{ ft} = 43,836 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$C = 3 \times 0,144$$

$$= 0,4315 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 2,6 = 2 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{\text{Panjang pipa} \times \text{cabang}}{\text{rate mass}}$$

$$= 90 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$$

$$= \frac{90}{20} = 4,52 \text{ lubang tiap cabang}$$

H. Menghitung Sparger bagian bawah

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = 474,227 \text{ cuft/jam} \\ = 7,9 \text{ cuft/mnt}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 19 in (digunakan uk. standar 19,25 in)
dari Timmerhaus Tabel 13 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in} = 1,7 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 19 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 291 \text{ in}^2 = 2 \text{ ft}^2$$

$$v = (\text{Rate volumetric}/\text{A}) \times (1/60) \\ = 0,07 \text{ ft/s}$$

dengan, $\mu = 1 \text{ cp} = 0,00067 \text{ lb/ft.s}$

$$N_{\text{Re}} = 9746,64$$

dengan $N_{\text{Re}} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$\text{dp} = 0,0071 \times N_{\text{Re}}^{-0,05} \\ = 0,00449 \text{ m} = 0,01472 \text{ ft} = 4,486 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$\text{C} = 3 \times 0,01472 \\ = 0,04415 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 2,6 = 2 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{\text{Panjang pipa} \times \text{cabang}}{1} \\ = 883 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}} \\ = \frac{883}{20} = 44 \text{ lubang tiap cabang}$$

I. Menentukan jumlah *packing*



Digunakan *packing* jenis *racing ring* dengan spesifikasi standard menurut *Van Winkle table 15.1*

$$\text{Ukuran } \textit{packing} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } \textit{packing} = 0,125 \text{ in atau } 0,003 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{packing} = 80\% \text{ dari tinggi shell}$$

	$= 80\% \times 13 \text{ ft} = 10,4 \text{ ft}$
Diameter shell	$= 11 \text{ ft}$
Volume <i>packing</i>	$= 1/4 \pi (D^2) H$
	$= 987,844 \text{ cuft}$
Jumlah <i>packing</i> /cuft	$= 1,35 \text{ buah}$
Jumlah <i>packing</i> total	$= 1,35 \times 987,844$
	$= 1333,59 \text{ buah}$

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

Bahan Konstruksi	$= \text{Carbon steels SA-283 grade C}$
Volume tangki	$= 10,66 \text{ cuft atau } 301,857 \text{ lt}$
Diameter tangki	$= 2,6 \text{ ft atau } 0,79 \text{ m}$
Tinggi tangki	$= 13 \text{ ft atau } 3,96 \text{ m}$
Tebal <i>shell</i>	$= 1,92 \text{ in atau } 0,049 \text{ m}$
Tebal tutup atas	$= 2,268 \text{ in atau } 0,057 \text{ m}$
Tebal tutup atas	$= 2,268 \text{ in atau } 0,057 \text{ m}$

Spesifikasi *Packing*:

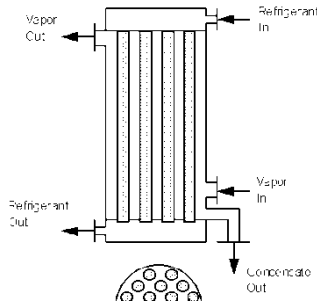
Bahan konstruksi	$= \text{Ceramic stoneware}$
Jumlah <i>packing</i>	$= 1333,59 \text{ buah} \approx 1334 \text{ buah}$
Ukuran <i>packing</i>	$= 1 \text{ in atau } 0,0254 \text{ m}$
Tebal <i>packing</i>	$= 0,125 \text{ in atau } 0,003 \text{ m}$

Spesifikasi *Sparger*:

Tipe	$= \text{Standard Perforated Pipe}$
Bahan konstruksi	$= \text{Commercial Steel}$
Bagian atas	
• Diameter lubang	$= 43,84 \text{ mm}$
• Jumlah cabang	$= 20 \text{ buah}$
• Lubang tiap cabang	$= 5 \text{ lubang}$
Bagian bawah	
• Diameter lubang	$= 4,485 \text{ mm}$
• Jumlah cabang	$= 20 \text{ buah}$
• Lubang tiap cabang	$= 44 \text{ lubang}$

7. CONDENSER 1 (E-122)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C₃ dan C₄ yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 7. Penampang dari *Condenser 1*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern (1950)*.

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = 6E+12 kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = 6E+9 kg/jam

Aliran bahan panas (W) = 4710,3 kg/jam

B. LMTD

T₁ = 293 °F atau 145 °C

T₂ = 113 °F atau 45 °C

t₁ = 86 °F atau 30 °C

t₂ = 113 °F atau 45 °C

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2) - T_2 - t_1)} \\ = 80,649 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)}$$

$$= 6,7$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$= 0,1304$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$F_T = 0,83$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 66,938\end{aligned}$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu}/(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{ao} = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ai} = 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned}A &= Q / (U_D \Delta T) \\ &= 1806221456,68 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned}\text{Nt} &= A / (L \times \text{ao}) \\ &= 172560136,1\end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

Shell

$$\text{ID} = 27$$

$$\text{B} = 19$$

$$\text{Pass} = 2$$

Tube

$$\text{Nt} = 172560136,1$$

$$\text{OD} = 1,25$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1,563$$

$$\text{Pass} = 4$$

G. Mengkoreksi harga U_D

$$\begin{aligned}\text{Harga A terkoreksi} &= Nt \times L \times a_o \times 2 \\ &= 1806221457\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_D \text{ koreksi} &= Q / (A \text{ koreksi } \Delta T_{\text{mean}}) \\ &= 41,25\end{aligned}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned}C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125\end{aligned}$$

$$a_s = 0.354375$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned}G_s &= W_s / a_s \\ &= 10384.43 \\ &\quad \underline{\hspace{1cm}} \\ &= 29303.51 \quad \text{lb/hr.ft}^2\end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned}\mu &= 0.1 \quad \text{cp} \quad (\text{fig.15}) \\ &= 0.2299 \quad \text{lbm/ft.h}\end{aligned}$$

dari fig.28 hal 838 kern

$$\begin{aligned}De &= 1.2 \quad \text{in} \\ &= 0.102459 \quad \text{ft}\end{aligned}$$

$$Nre = \frac{De G_s}{\mu} = 13059.63$$

9. Flow area

$$\begin{aligned}a_t &= \frac{Nt \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \quad \text{ft}^2\end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned}G_t &= W_t / a_t \\ &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \\ &= 42211.266\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Vel, V &= G_t / 3600p \\ &= \frac{42211.26627}{3600 \times 62} \\ &= 0.1891186\end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned}\mu &= 0.09 \quad \text{cp} \\ &= 0.2057 \quad \text{lb}_m/\text{ft.h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Nre &= \frac{Dt G_t}{\mu} \\ &= 19152.738\end{aligned}$$

$$12. \quad j_H = 65$$

$$\begin{aligned} 13. \quad & \text{At } 196,7^\circ\text{F} \\ & C = 0.4461 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ & K = 0.06753 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \\ & (c.\mu/k)^{1/3} = 1.149454 \end{aligned}$$

$$12. \quad h_i = 170$$

$$\begin{aligned} 13. \quad h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 152.32 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14. \quad h_o &= j_H.(k/De).(c\mu/k)^{1/3} \\ &= 49.24379 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \end{aligned}$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 37.2131 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \end{aligned}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned} RD &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= -0.00278 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP tube

$$\begin{aligned} 17. \quad N_t &= 19152,738 \\ f &= 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 18. \quad \Delta P_t &= 2 \times \frac{0,00018 \quad 1,8 \quad +09 \quad 16 \quad 4}{5,2 \quad +10 \quad 0,0933 \quad 1 \quad 1} \\ &= 0,0084 \\ G_t &= 42211,47 \\ v_2/2g' &= 0,12 \\ \Delta P_t &= (4 \times 2 \times 2)/0,12 \\ &= 3,84 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung ΔP shell

$$17. N_t = 13059,63$$

$$f = 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,8115$$

$$D_s = 27/12 = 2,25$$

$$18. \Delta P_s = 2 \times \frac{0,0016 \cdot 9 \cdot 0,8115}{5 \cdot 0,1025} = 0,0289$$

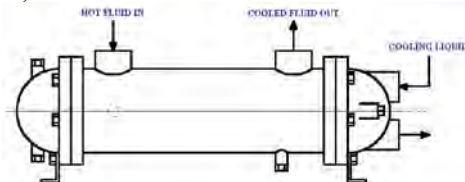
$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

Spesifikasi alat *Condenser 4* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m

8. COOLER 2 (E-211)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan glycol (TEG) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Glycol Contactor*. Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).



Gambar 8. Penampang dari *Cooler*

Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).

Keterangan Fluida yang masuk Heat Exchanger

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
W TEG	66148,746	kg/hr	145833.8	lb/hr
T1	65	$^{\circ}\text{C}$	149	$^{\circ}\text{F}$
T2	38	$^{\circ}\text{C}$	100.4	$^{\circ}\text{F}$
w Water	7010,786	kg/hr	15456.22	lb/hr
t1	30	$^{\circ}\text{C}$	86	$^{\circ}\text{F}$
t2	45	$^{\circ}\text{C}$	113	$^{\circ}\text{F}$
Rd	0.003			
ΔP liquid	10	psi		

1) Heat Balance

a) DEA

$$\begin{aligned}
 W_{\text{DEA}} &= 145833.8 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= T1 - T2 \\
 &= 48.60 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 C_p &= 2.528 \text{ kJ/kgmol. }^{\circ}\text{C} \\
 C_p &= 0.6042 \text{ Btu/lbmol. }^{\circ}\text{F} \\
 Q &= W_p \Delta T \\
 &= 4282326,8 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

b) Water

$$\begin{aligned}
 w_{\text{Water}} &= 15456.22 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= t2 - t1 \\
 &= 27 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 c_p &= 1.000048 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\
 Q &= w_p \Delta T \\
 &= 417337.85 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

2) Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
149	Higher Temp	113.00	36.00
100.40	Lower Temp	86.00	14.40
48.60	Differences	27.00	21.60

$$\begin{aligned}
 LMTD &= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) \\
 &= 23.57
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= 1.80 \\ S &= (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) \\ &= 0.43 \end{aligned}$$

Digunakan 1-1 Exchanger dengan:

$$\begin{aligned} F_t &= 0.9 \\ \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 22.16 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3) T_c dan t_c

Karena:

$$\begin{aligned} m_{\text{DEA}} &= 17.889 \quad \text{cP} \\ K_c &= 0.3 \\ F_c &= 0.4 \\ T_c &= 121 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Karena:

$$\begin{aligned} m_{\text{Water}} &= 0.75 \quad \text{cP} \quad (\text{kurang dari } 1 \text{ cP}) \\ t_c &= t_{\text{av}} \\ &= 27.00 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial :

$$\begin{aligned} \text{a) Asumsi : } U_d &= 90 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \quad (\text{dari table 8}) (75-150) \\ A &= Q/(U_d \times \Delta t) \\ &= 2356.55 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Asumsi HE Tubes: 3/4 in OD, 16 BWG tubes 8'0" long on 1-in triangular pitch

$$L = 6 \text{ ft}$$

Dari table 10 pada 3/4 OD tube dan 16 BWG dapat diperoleh $a''t$:

$$\begin{aligned} a''t &= 0.1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \\ \text{Number of Tube (N)} &= \frac{A}{(L \times a''t)} = \frac{A}{L \times a''t} \\ &= 2000,80 \end{aligned}$$

b) Asumsi 2 tube passes

Dari perhitungan:

8.88 tubes, two pas 3/4 in OD, 16 BWG tubes 10'0"

long on 1-in triangular pitch

Dari table 9, nilai yang paling mendekati:

9 tubes in 12 in ID shell

ID = 8 in

c) Corrected Ud

$$A = N \times L \times a''t$$

$$= 10.60 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q/(A \times \Delta t)$$

$$= 20008.04$$

Hot Fluida: Shell side, DEA

4') Flow area

Nilai baffle spase yang minimum akan memberikan

Nilai ho yang maksimum, sehingga:

$$B = ID/1.3$$

$$= 2.0$$

$$a_s = ID \times C'B/144Pt$$

$$= 0.08 \text{ ft}^2$$

5') Mass Velocity

$$Gs = w/as$$

$$= 1750005,41 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

6') Reynold Number

$$cp = 0.6042 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.08427 \text{ W/m. K}$$

$$= 0.04869 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\mu = 2.564 \text{ cp}$$

$$= 6.20488 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

Dari figure 28 pada 3/4 in OD dan 1-in triangular pitch:

$$De = 0.73 \text{ in}$$

$$= 0.061 \text{ ft}$$

$$Res = (De \times Gs)/\mu$$

$$= 17157.25$$

7') jH
 Dari figure 28 pada Res, diperoleh:
 $jH = 6.4$

8') h_o
 $h_o = jH(k/De)(cp\mu/k)^{(1/3)}\phi_s$
 $h_o/\phi_s = 31.41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari tw. Dan $\phi_s = 1$

Sehingga:

$$h_o = 31.41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Cold Fluida: Tube side, Water

4) Flow area
 Dari table 10 pada 3/4 in OD, 16 BWG:

$$a_t = 0.302 \text{ in}^2$$

$$a_t = (N_t \times a'_t)/(144 \times n)$$

$$= 0.01 \text{ ft}^2$$

5) Mass Velocity
 $G_t = W/a_t$
 $= 1637745,05 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$

6) Reynold Number
 $C_p = 1.00 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
 $k = 0 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$

$$\mu = 0.75 \text{ cp}$$

$$= 1.8150 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

Dari table 10 pada 3/4 in OD dan 16 BWG

$$D = 0.62 \text{ in}$$

$$= 0.62/12 \text{ ft}$$

$$= 0.052 \text{ ft}$$

$$Re_t = (D \times G_t)/\mu$$

$$= 46620.84$$

7) Velocity

$$\begin{aligned}\rho &= 61.94 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Velocity} &= 6.120\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}8) \quad h_{io} &= 2000 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\ h_{io} &= h_i \times (\text{ID/OD}) \\ &= 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}\end{aligned}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari μ_w .

Dan $\phi_t = 1$

Sehingga:

$$h_{io} = 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Pressure Drop

Shell Side:

9) Dari figure 29 pada Res, maka:

$$\begin{aligned}f_s &= 0.0017 \\ s &= 0.01\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}10) \quad \Delta P &= 12 \text{ L/B} \\ N + 1 &= 36.00 \\ D_s &= \text{ID}/12 \\ &= 0.67 \text{ ft} \\ \Delta P_s &= (f_s G_s^2 \times D_s (N+1)) / (5.22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_t) \\ &= 3892.487\end{aligned}$$

Tube Side:

9) Dari figure 26 pada Ret, maka:

$$\begin{aligned}f_s &= 0.00018 \\ s &= 0.68\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}10) \quad \Delta P &= (f_s G_t^2 \times D \times L_n) / (5.22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t) \\ \Delta P_s &= 0.108811718 \\ \Delta P_r &= (4n/s)(V^2/2g') \\ \text{Dari Figure 27 pada } G_t \text{ diperoleh:} \\ V^2/2g' &= 0.4\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= 5.411765 \\ \Delta P_t &= \Delta P_s + \Delta P_r \\ &= 5.521\end{aligned}$$

Karena ΔP (hitung) lebih kecil dari ΔP (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

- 11') Clean Overall Coefficient, U_c
 $U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$
 $= 30.83$
- 12') Dirt Factor, R_d
 $R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$
 $= 0.001324$

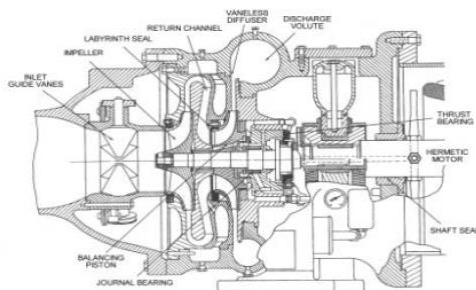
Karena R_d (hitung) lebih besar dari R_d (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

Spesifikasi alat *Cooler 2* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Shell and tube 1-1 Exchanger*
 Bahan : *Carbon Steel*
 ID *shell* : 8 inch atau 0,203 meter
 ΔP *shell* : 0,816 psia atau
 ID *tube* : 0,62 inch atau 0,0157 meter
 ΔP *tube* : 5,413 psia
 R_d : 0,0013 $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{btu}$
 Luas area : 90 ft^2

9. COMPRESSOR (C-411)

Compressor merupakan alat mekanik yang berfungsi untuk meningkatkan tekanan gas C_3 dan C_4 .



Gambar 11. Penampang dari *Compressor*

Spesifikasi alat *Compressor* ini mengacu pada *McKetta (1979)* dan *Ludwig (2004)*.

Kondisi Operasi:

$$P_{\text{suc}} = 6,89 \text{ bar}$$

$$P_{\text{dis}} = 21,683 \text{ bar}$$

Perhitungan kompresor menggunakan cara *Ludwig* bab 12:

$$T_s (\text{in}) = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_d (\text{out}) = 145 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{in}} = 7 \text{ atm} = 102,9 \text{ psi}$$

$$P_{\text{out}} = 15 \text{ atm} = 220,5 \text{ psi}$$

$$k = 1,089 \text{ (Tabel 12-4)}$$

$$BM_{\text{Av}} = 45,268 \text{ lb/lbmol}$$

$$m = \frac{4710,348 \quad 24 \quad 2,2046 \quad 359}{45,268}$$

$$= 1976480,665 \text{ ft}^3/\text{haru (SCFD)}$$

$$= 19922951,1 \text{ m}^3/\text{s}$$

A. Penentuan jumlah stage

$$R_c = \sqrt[N]{\frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}}}$$

$$N = 1 \text{ stage}$$

$$R_c = 1,464$$

Range R_c maks 3 – 4,5 (Tabel 12-1 *centrifugal compressor*)

Maka jumlah stage sudah memenuhi

B. Perhitungan temperature discharge

$$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1/k)}$$

$$k = 1,15$$

$$T_{i1} = 405,472 \text{ }^{\circ}\text{F} = 198,566 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

C. Perhitungan Power

$$BhP/MMSCFD = 85 \text{ (Fig. 12.21-A untuk } R_c = 4,51 \text{ dan } k = 1,089)$$

$$\text{Eff. Mekanik} = 95\%$$

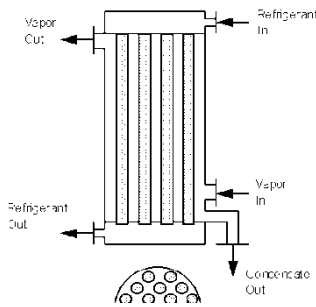
$$\begin{aligned} BhP &= 85 \times (14,7/14,7) \times (460 + 363) \times 1976480,665 \\ &\quad (460 + 60) \times 1000000 \\ &= 265,942 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Compressor* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Material : *Cast steel*
 Jenis : *1 stage axial flow*
 Temperature : *198,566 °C*
 Tekanan *stage* : *102,9 psi atau 7,002 atm*
 Power : *265,942 hp*

10. CONDENSER 4 (E-412)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 12. Penampang dari *Condenser 4*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern (1950)*.

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = $6E+12$ kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = $6E+9$ kg/jam

Aliran bahan panas (W) = $4710,3$ kg/jam

B. LMTD

T_1 = 293 °F atau 145 °C

T_2 = 113 °F atau 45 °C

t_1 = 86 °F atau 30 °C

t_2 = 113 °F atau 45 °C

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2) - T_2 - t_1)} \\ &= 80,649 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)} \\ &= 6,7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= 0,1304 \end{aligned}$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$F_T = 0,83$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 66,938 \end{aligned}$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{ao} = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ai} = 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= Q / (U_D \Delta T) \\ &= 1806221456,68 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= A / (L \times \text{ao}) \\ &= 172560136,1 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

Shell

$$\text{ID} = 27$$

$$\text{B} = 19$$

Pass = 2
 Tube
 Nt = 172560136,1
 OD = 1,25
 BWG = 16
 Pitch = 1,563
 Pass = 4

G. Mengkoreksi harga U_D

Harga A terkoreksi = $Nt \times L \times a_o \times 2$
 = 1806221457
 U_D koreksi = $Q / (A \text{ koreksi } \Delta T_{\text{mean}})$
 = 41,25

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125 \\ A_s &= 0.354375 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W_s / a_s \\ &= 10384.43 \\ &= \frac{10384.43}{0.354375} \\ &= 29303.51 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$M = 0.1 \text{ cp (fig.15)}$$

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{Nt \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W_t / a_t \\ &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \\ &= 42211.266 \\ V_{el, V} &= G_t / 3600p \\ &= \frac{42211.26627}{3600 \times 62} \\ &= 0.1891186 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\mu = 0.09 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.2299 \text{ lbm/ft.h} \\
 &\text{dari fig.28 hal 838 kern} \\
 \text{De} &= 1.2 \text{ in} \\
 &= 0.102459 \text{ ft} \\
 \text{Nre} &= \frac{\text{DeGs}}{\mu} = 13059.63
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.2057 \text{ lb./ft.h} \\
 \text{Nre} &= \frac{\text{DtGt}}{\mu} \\
 &= 19152.738
 \end{aligned}$$

$$12. \quad \text{Jh} = 65$$

$$12. \quad \text{hi} = 170$$

$$\begin{aligned}
 13. \quad &\text{At } 196,7^\circ\text{F} \\
 \text{C} &= 0.4461 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 \text{K} &= 0.06753 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \\
 (\text{c}.\mu/\text{k})^{1/3} &= 1.149454
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 13. \quad \text{hio} &= \text{hi} \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \\
 &= 152.32
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 14. \quad \text{ho} &= \text{j}_H.(\text{k}/\text{De}).(\text{c}\mu/\text{k})^{1/3} \\
 &= 49.24379 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= 37.2131 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned}
 \text{RD} &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= -0.00278
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP tube

$$\begin{aligned}
 17. \quad \text{Nt} &= 19152,738 \\
 f &= 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 s &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 18. \Delta P_t &= 2 \times \frac{0,00018 \quad 1,8 \quad +09 \quad 16 \quad 4}{5,2 \quad +10 \quad 0,0933 \quad 1 \quad 1} \\
 &= 0,0084 \\
 G_t &= 42211,47 \\
 v_2/2g' &= 0,12 \\
 \Delta P_t &= (4 \times 2 \times 2)/0,12 \\
 &= 3,84 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP shell

$$\begin{aligned}
 17. N_t &= 13059,63 \\
 f &= 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 s &= 0,8115 \\
 D_s &= 27/12 = 2,25
 \end{aligned}$$

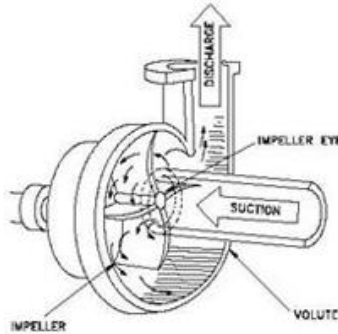
$$\begin{aligned}
 18. \Delta P_s &= 2 \times \frac{0,0016 \quad 9 \quad +08 \quad 2,3 \quad 41}{5 \quad +10 \quad 0,1025 \quad 0,8115 \quad 1} \\
 &= 0,0289 \\
 \Delta P_s &< 10 \text{ psi (desain memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Condenser 4* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m

11. CNG PUMP (P-421)

CNG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa CNG dari *chiller/cold box* menuju tangki penyimpanan CNG.



Gambar 13. Penampang dari *CNG Pump*

Spesifikasi alat dan desain *CNG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 1,48\text{ atm} = 213,13\text{ lb/ft}^2$$

$$P_{\text{suc}} = 11,84\text{ atm} = 1705\text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass CNG} = 71476,25\text{ kg/jam} = 157578,1\text{ lb/jam}$$

$$\text{Viscositas} = 0,0251\text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 44,16\text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 157578,1 / (44,16 \times 3600)$$

$$= 0,9912\text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 370,35\text{ gpm}$$

$$D_t = 1,1667\text{ ft}$$

$$A_t = 1,0685\text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0,9912 / 1,0685$$

$$= 0,9276\text{ ft/s}$$

$$\text{Dipakai diameter standard} = 6\text{ in sch 40} \quad (\text{Kern table 11})$$

$$ID = 4,026\text{ in} = 0,3355\text{ ft}$$

$$OD = 6,625\text{ in} = 0,5521\text{ ft}$$

$$A = 28,9\text{ in}^2 = 0,2007\text{ ft}^2$$

$$v_2 = 0,9276 / 0,2007$$

$$= 4,6237\text{ ft/s}$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi pompa ke chiller} = 20\text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa ke CNG tank} = 3\text{ ft}$$

Tinggi datum ke *chiller* = 15 ft

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 1907,011$$

$$C = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 1,8$

$$Fps = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 1,651 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena adanya kontraksi

$$F_c = (0,5 \times 0,9276^2) / (2 \times 0,5)$$

$$= 0,3844 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi bagian suction = 2,0354 ft lbf/lbm

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 2920$$

$$C = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,005$

$$Fpd = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0,4067 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K_f	Jumlah
Elbow 90° standard	3	2
Globe valve <i>(wide open)</i>	17	1
Check valve <i>Swing</i>	9	1

$$hf (\text{elbow}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= (3 \times 4,9387) / 2 \times 32,174$$

$$= 0,948 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf (\text{globe valve}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= 6,4437 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf (\text{check valve}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= 3,4113 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned} F_d &= (2 \times 0,948) + 6,4437 + 3,4113 + 0,4067 \\ &= 12,157 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= 2,0354 + 12,157 \\ &= 14,1924 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

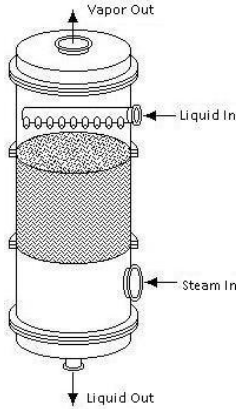
$$\begin{aligned} -W_s &= 46,355 \text{ ft lb} \\ \eta &= 20\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus fig. 14.37}) \\ W_p &= W_s / \eta \\ &= 231,78 \text{ ft lbf/lbm} \\ \text{BHP} &= (231,78 \times 157578,1) / (550 \times 3600) \\ &= 18,45 \text{ hp} \\ \text{Eff. Motor} &= 10\% \\ \text{Actual Power} &= 18,45 / 0,1 \\ &= 184,46 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *CNG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 370,353 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 20 ft atau 6,096 m
Ukuran pipa	: 6 in OD sch 40
Power pompa	: 186,1 hp

12. GLYCOL REGENERATOR (D-220)

Glycol Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas asam (H_2S dan CO_2) dengan larutan amine (DEA).



Gambar 15. Penampang dari *Glycol Regenerator*
Spesifikasi alat dan desain *Glycol Column* mengacu pada *Chohey (2003)*.

Feed:

T = 40 °C = 313,15 °K
P = 4,9 bar = 71,34 psia
W = 130713,62 kg/jam

Top product:

T = 40 °C = 313,15 °K
P = 4,9 bar = 71,34 psia
W_v = 43531,5 kg/jam
ρ_v = 927,289 kg/m³
V_v = 43531,5 kg/jam : 927,289 kg/m³
= 46,9449 m³/jam

Bottom product:

T = 40 °C = 313,15 °K
P = 4,9 bar = 71,34 psia
W_L = 87181,1 kg/jam
ρ_L = 1033,95 kg/m³
V_L = 87181,1 kg/jam : 1033,95 kg/m³
= 84,3185 m³/jam

D. Menentukan dimensi tangki *Stripper*

$$\begin{aligned}
 v_v &= 0,00017 \\
 &= 0,00567 \text{ m/s} \\
 A &= v_v' : v_v \\
 &= (46,9449/3600) : 0,00567 \text{ m/s} \\
 &= 2,298 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= ((2,298 \times 4) : 3.14)^{1/2} \\
 &= 1,711 \text{ m} = 67,364 \text{ in} = 5,614 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dengan asumsi:

Residence time selama 5 menit (3-5 menit)

Liquid mengisi 50% stripper

$$\begin{aligned}
 L_L &= (V'_L \times t_s) / (A \times 50\%) \\
 &= (84,3185 \times 5) / (2,298 \times 50\%) \\
 &= 6,115 \text{ m} \quad (L \text{ min} = 0,61 \text{ m}) \\
 &= 0,61
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= (0,61 + 1.5) \times (1,711 + 1.5) \times (0.3048) \\
 &= 3,634 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L/D \text{ ratio} &= 3,634/1,711 \\
 &= 2,124 \quad (L/D = 2-4, \text{ GPSA Engineering pg. 7-6})
 \end{aligned}$$

E. Menghitung tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 71,34 \text{ psia} \\
 P \text{ hidrostatik} &= \frac{1033,95 \times 1 \times 6,115}{144} \\
 &= 43,905 \text{ psia} \\
 P \text{ total} &= 115,245 \text{ psia} = 100,545 \text{ psig} \\
 P \text{ desain} &= 1,1 \times 100,545 \\
 &= 110,6 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Digunakan *plate steel SA-240 Grade B*, maka:

$$f = 17500 \text{ psia}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 1/8$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \quad D}{2(f - 0,6P)} + \\
 &= 0,392 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Standarisasi $t_s = 5/16 \text{ in}$) (Brownell table 5.7)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 67,364 + (2 \times 0,625)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 68,6136 \text{ in} \\
 \text{Diambil OD} &= 72 \text{ in} \quad (\text{Brownell table 5.7}) \\
 \text{ID baru} &= \text{OD} - 2t_s \\
 &= 72 - (2 \times 0,625) \\
 &= 71,375 \text{ in} \\
 \text{L baru} &= 71,375 \times 2,124 \\
 &= 151,58 \text{ in} = 12,63 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung Tebal tutup

Head: *Elliptical dished head*

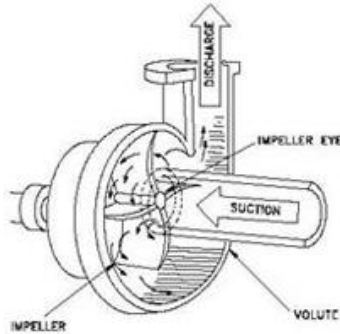
$$\begin{aligned}
 V &= \frac{2 + k^2}{6} \\
 &= \frac{2 + 4^2}{6} \\
 &= 1 \\
 T_{\text{tutup}} &= \frac{110,6 \quad 72 \quad 1}{2(17500 \quad 0,8) - *(0,2 \quad 110,6)} + 0,125 \\
 &= 0,407 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Glycol Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Vertical drum* dengan *mist eliminator*
 Material : *Plate Steel SA-240 Grade B*
 ID : 71,375 inch atau 1,828 meter
 OD : 67,989 inch atau 1,727 meter
 Tinggi *shell* : 12,632 ft atau 3,85 meter
 Tebal *shell* : 0,625 inch atau 0,015 meter
 Tipe tutup : *Elliptical dished head*
 Tebal tutup : 0,407 inch atau 0,013 meter

13. TEG PUMP (P-222)

TEG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *glycol contactor*.



Gambar 16. Penampang dari *TEG Pump*

Spesifikasi alat dan desain *TEG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 1,48\text{ atm} = 213,13\text{ lb/ft}^2$$

$$P_{\text{suc}} = 11,84\text{ atm} = 1705\text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass DEA} = 568,47\text{ kg/jam} = 1253,3\text{ lb/jam}$$

$$\text{Viscositas} = 0,02328\text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 69,33\text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 1253,3 / (69,33 \times 3600)$$

$$= 0,00502\text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 1,87619\text{ gpm}$$

$$D_t = 1,1667\text{ ft}$$

$$A_t = 1,0685\text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0,00502 / 1,87619$$

$$= 0,0047\text{ ft/s}$$

$$\text{Dipakai diameter standard} = 1\text{ in sch 40}$$

(*Kern table 11*)

$$ID = 1,049\text{ in} = 0,0874\text{ ft}$$

$$OD = 1,32\text{ in} = 0,11\text{ ft}$$

$$A = 0,864\text{ in}^2 = 0,006\text{ ft}^2$$

$$v_2 = 0,00502 / 0,006$$

$$= 0,83686\text{ ft/s}$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi pompa ke glycol} = 12\text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa ke TEG tank} = 0\text{ ft}$$

Tinggi datum ke kolom glycol = 15 ft

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 16,331$$

$$C = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,8$

$$Fps = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0,00002824 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena adanya kontraksi

$$F_c = (0,5 \times 0,0059^2) / (2 \times 0,5)$$

$$= 0,00001208 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi bagian suction = 0,00004032 ft lbf/lbm

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 218$$

$$C = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$C/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,009$

$$Fpd = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0,08068 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve	K_f	Jumlah
Elbow 90° standard	0,8	2
Globe valve (wide open)	6	1
Check valve Swing	2	1

$$hf (\text{elbow}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= (0,8 \times 0,83686) / 2 \times 32,174$$

$$= 0,008 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf (\text{globe valve}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= 0,0653 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf (\text{check valve}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= 0,02177 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned} F_d &= (2 \times 0,0653) + 0,0653 + 0,02177 + 0,08068 \\ &= 0,184 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= 0,00004032 + 0,184 \\ &= 0,18411239 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

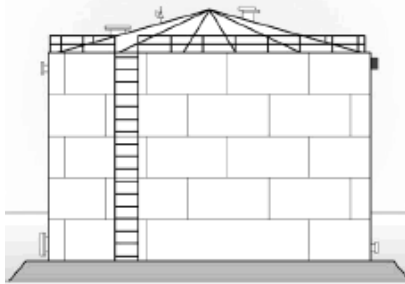
$$\begin{aligned} -W_s &= 36,684 \text{ ft lb} \\ \eta &= 15\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus fig. 14.37}) \\ W_p &= W_s / \eta \\ &= 244,56 \text{ ft lbf/lbm} \\ \text{BHP} &= (244,56 \times 568,47) / (550 \times 3600) \\ &= 0,155 \text{ hp} \\ \text{Eff. Motor} &= 10\% \\ \text{Actual Power} &= 0,155 / 0,1 \\ &= 1,55 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *TEG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 1,876 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 12 ft atau 3,657 m
Ukuran pipa	: 1 in OD sch 40
Power pompa	: 1,55 hp

14. *TEG STORAGE TANK (TK-221)*

TEG Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan *glycol (Triethilenglycol)*. Spesifikasi alat dan desain *TEG Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)*.



Gambar 17. Penampang dari TEG *Storage Tank*

Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- b. Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 40 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku berwujud cairan non korosif
- b. Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- c. Harga relatif lebih murah
- d. Maximum allowable stress : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku TEG disimpan untuk jangka waktu : 12 jam

$$\begin{aligned} \text{Feed TEG} &= 568,47 \text{ kg/jam} \\ &= 1252,14 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho &= 1110,6 \text{ kg/m}^3 \\ &= 69,332 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume TEG} &= 273.504 \text{ ft}^3 = 6,137 \text{ m}^3 \\ &= 1363,13 \text{ bbls}\end{aligned}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 1499,440 \text{ Bbl} = 2010 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 53720 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- Diameter (D) = 20 ft
- Tinggi = 36 ft
- Jumlah *Course* = 6 buah
- Allowable Vertical Weld Joint* = 0.156 in
- Butt-welded Courses* = 72 in
= 6.000 Ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress*,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

dimana:

- $$\begin{aligned}t &= \text{Thickness of shell (in)} \\ p &= \text{Internal pressure (psi)} \\ d &= \text{Inside diameter (in)} \\ f &= \text{Allowable stress (psi)} \\ E &= \text{Joint efficiency}\end{aligned}$$

$$c = \text{Corrosion allowance (in)}$$

$$d = 12 \times D = 240$$

Karena density dari TEG tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$p = \rho_{\text{TEG}} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan *Double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0.125$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned} T &= \frac{\rho_{\text{TEG}} \times (H - 1) \times 240}{2 \times f \times E \times 144} + c \\ &= \frac{69,335 \times (H - 1) \times 240}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned} \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\ n &= \text{Jumlah Course} \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 35 \times 240 + 0.125 \\ &= 0,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0.32 in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned} d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 240 + 1/3 \\ &= 240,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{3.14 \times 240,32 - 0.9}{72} \\ &= 10.48615 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6.000 \\ &= 36 - 6.000 \\ &= 30 \text{ Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 29 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.29 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0.29 in

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.29 \\ &= 240.29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{3.14 \times 240.29 - 0.9}{72} \\ &= 10.48465 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_2 - 6.000 \\ &= 30 - 6.000 \end{aligned}$$

$$= 24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 23 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.26 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0.26 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.26 \\ &= 240.26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{3.14 \times 240.26 - 0.9}{72} \\ &= 10.48316 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_4 &= H_3 - 6.000 \\ &= 24 - 6.000 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 17 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.22 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0.22 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.22 \\ &= 240.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_4 = \frac{3.14 \times 240.22 - 0.9}{72}$$

$$= \frac{72}{10.48166} \text{ ft}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H_4 - 6.000 \\ &= 18 - 6.000 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 11 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.19 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan= 0.19 in

Sehingga didapatkan d_5 dan L_5

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.19 \\ &= 240.19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{3.14 \times 240.19 - 0.9}{72} \\ &= 10.48017 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} H_6 &= H_5 - 6.000 \\ &= 12 - 6.000 \\ &= 6 \text{ Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_6 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 5 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.15 \text{ In} \end{aligned}$$

Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan 0.15 in

=

Sehingga didapatkan d_6 dan L_6

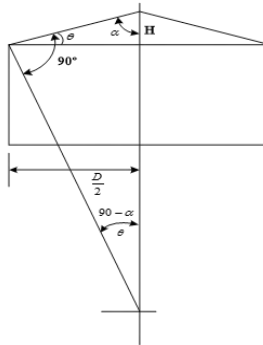
$$\begin{aligned} d_6 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.14 \\ &= 240.15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_6 &= \frac{3.14 \times 240.15 - 0.9}{72} \\ &= 10.47868 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yaitu : 1 in

Menghitung θ (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)



$$\begin{aligned} \sin \theta &= D / (430 \times t) \\ &= 20 / (430 \times 20) \\ &= 0,002325 \\ \theta &= \text{ArcSin } 0,002325 \\ &= 0,13^\circ \end{aligned}$$

dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{tg } \theta &= h / (0,5 \times D) \\ h &= 0,5 \times 20 \times 0,13 \\ &= 1,34 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha &= 90 - 0,13 \\ &= 89,87^\circ \\ \text{tg } \alpha &= D / (2 \times H) \\ h &= 20 / (2 \times 2,90) \\ &= 3,44 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet

Inlet Piping:

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsikan selama 12 jam

Sehingga q_f :

$$\begin{aligned}q_f &= (6,137 \times 119) / (12 \times 3600) \\ &= 0,017 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\rho = 44,163 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 1,018 \text{ in}$$

$$od = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Outlet Piping:

Menghitung debit fluida:

$$\text{Kapasitas} = 568,47 \text{ kg/h} = 1253,26 \text{ lb/h}$$

$$\text{Density H}_2\text{O} = 999,97 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned}q_f &= 1253,26 / 62,43 \\ &= 0,0056 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Safety factor = 10%

$$\begin{aligned}q_f &= (0,0056 + 1) \times 10\% \\ &= 0,0061 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 0,683 \text{ in}$$

$$od = 0,275 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,216 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Spesifikasi alat *TEG Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

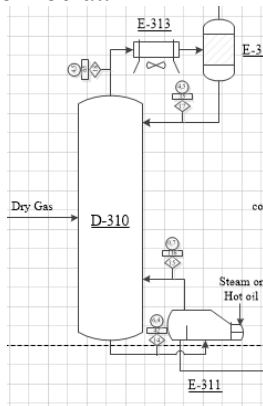
Tipe tangki : *Cylindrical – Conical roof*

Kapasitas tangki : 216,72 ft³

Tinggi tangki	: 36 ft atau 10,97 m
Diameter tangki	: 20 ft atau 6,09 m
Tebal <i>shell per course</i>	
Course 1	: 0,352 in atau 0,0089 m
Course 2	: 0,291 in atau 0,0074 m
Course 3	: 0,256 in atau 0,0065 m
Course 4	: 0,222 in atau 0,0056 m
Course 5	: 0,188 in atau 0,0047 m
Course 6	: 0,154 in atau 0,0039 m
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,319 in atau 0,0081 m
Tinggi <i>head</i> tangki	: 3,44 ft atau 1,048 m

15. DEETHANIZER COLUMN (D-310)

Deethanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C_1 dan C_2 dari komponen yang lebih berat.



Gambar 18. Penampang dari *Deethanizer Column*

Spesifikasi alat dan desain *Deethanizer Column* mengacu pada *Chopey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol/jam	x_F	Kmol/jam	x_D	Kmol/jam	x_W
CH_4	1579,072	0,235	1571,177	0,563	7,895	0,002
C_2H_6	277,519	0,041	276,132	0,099	1,388	0,0004
C_3H_8	1981,545	0,295	0	0	1981,545	0,504
i- C_4H_{10}	949,655	0,141	0	0	949,655	0,242
n- C_4H_{10}	955,148	0,142	0	0	955,148	0,243

APENDIKS A

i-C ₅ H ₁₂	12,129	0,002	0	0	12,129	0,003
n-C ₅ H ₁₂	8,391	0,001	0	0	8,391	0,002
C ₆ H ₁₄	13,045	0,002	0	0	13,045	0,003
CO ₂	47,677	0,007	47,677	0,017	0	0
N ₂	147,837	0,022	147,837	0,053	0	0
H ₂ S	0,107	1,6E-5	0,107	3,8E-5	0	0
H ₂ O	746,018	0,111	746,018	0,267	0	0
Sub Total	6718,144	1	2788,949	1	3929,195	1
TOTAL	6718,144		6718,144			

A. Menentukan distribusi bebab massa kolom

Diketahui bahwa untuk kolom distilasi, nilai R sebesar 0,675

a) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 1882,54 \text{ kmol/jam} \\ &= 93863,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 4671,49 \text{ kmol/jam} \\ &= 98475 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Aliran liquid Masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 864,387 \text{ kmol/jam} \\ &= 46063,183 \text{ kg/jam} = 10155 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} V' &= 2974,76 \text{ kmol/jam} \\ &= 154568,685 \text{ kg/jam} = 340760 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

B. Perhitungan perancangan kolom distilasi

P operasi = 2800 kPa

L' = 46063,183 kg/jam = 10155 lb/jam

V' = 154568,685 kg/jam = 340760 lb/jam

T feed = 29 °C

BM feed = 24,3

P feed = 2827 kPa

ρ gas = 2,526 lb/ft³

V_m = 37,4725 ft³/s

ρ liquid = 44,16 lb/ft³

Q_m = 38,3266 ft³/s = 286,683 gpm

$$\sigma = 2,181 \text{ dyne/cm}$$

C. Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1,3 \text{ } V_m = 48,7142 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\max} = 1,3 \text{ } Q_m = 372,688 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0,7 \text{ } V_m = 26,2307 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \text{ } Q_m = 200,678 \text{ gpm}$$

2) Ditetapkan tray spacing sebesar 15 in (Chohey)

Dari Van Ludwig fig. 8.121

$$V_c = 4,5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0,1$$

$$Dt = 4,1913 \text{ ft} >> 4 \text{ ft (standarisasi)}$$

$$At = 3,14 / 4 \times D^2$$

$$= 12,56 \text{ ft}^2$$

D. Penentuan tipe tray

Pada $Dt = 4 \text{ in}$ dan $Q = 286,683 \text{ gpm}$

Tipe tray: *cross flow* (Van Winkle table 14.3)

Untuk cross flow, $l_w = L$

Ditetapkan: $h_w = 2 \text{ in}$

$$h_w - h_c = 0,25 \text{ in}$$

$$h_c = 1,75 \text{ in}$$

Tinggi weir berkisar antara 0,15" – 0,25"

Dari table Van Winkle:

$$L/D = 0,8$$

$$L = 3,2 \text{ ft}$$

$$l_w = 3,2 \text{ ft}$$

$$h_w \max = 0,092 \times F_w \times (Q_{\max} : l_w)^{2/3}$$

$$= 2,195 \text{ in}$$

$$h_w \min = 0,092 \times F_w \times (Q_{\min} : l_w)^{2/3}$$

$$= 1,452 \text{ in}$$

$$h_l \max = h_w \max + h_w$$

$$= 4,194 \text{ in}$$

$$h_l \min = h_w \min + h_w$$

$$= 3,452 \text{ in}$$

Trial L/D

L/D	0.7	0.75	0.8	0.85	0.9
L, ft	2.8	3.0	3.2	3.4	3.6
lw, ft	2.8	3.0	3.2	3.4	3.6
hw max, in	2.398	2.291	2.194	2.107	2.028
hw min, in	1.587	1.516	1.452	1.395	1.343
hl max, in	4.398	4.291	4.194	4.107	4.028
hl min, in	3.587	3.516	3.452	3.395	3.343
Ad/At	0.052	0.068	0.0878	0.1118	0.1424
Ad	0.65312	0.85408	1.10277	1.40421	1.78854
Ac	11.2538	10.8518	10.3545	9.75158	8.98291
Adc	4.9	5.25	5.6	5.95	6.3
hd	0.97685	0.57124	0.34264	0.21132	0.13026

Active area

$$Aa = 2 \left\{ x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin \frac{x}{r} \right\}$$

L/D	0.7	0.750	0.800	0.850	0.900
H/D	0.1	0.120	0.143	0.170	0.200
H, ft	0.4	0.48	0.572	0.678	0.8
x, ft	1.475	1.395	1.303	1.197	1.075
r, ft	1.917	1.917	1.917	1.917	1.917
Aa, ft ²	10.063	9.656	9.155	8.539	7.786
Aa/At	0.801	0.769	0.729	0.680	0.620

Dipilih L/D = 0,8 (dengan % Aa/At = 72,8926%)

Ukuran lubang

$$A_o = \frac{A_a}{n^2} = \frac{0,9605}{n^2}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	0.977	0.718	0.550	0.434

Checking Pressure drop

$$U_o = V_{\max} / A_o$$

$$= 48,7142 / A_o$$

$$h_p = 12 \frac{\rho V}{\rho L} \quad 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho L} \quad h_t = h_p + h_r + h_{l_{\max}}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	0.977	0.718	0.550	0.434
Uo, ft/dt	49.8572	67.8612	88.635	112.179
hp	38.7343	71.76	122.419	196.092
hr	0.70652	0.70652	0.70652	0.70652
ht	43.63	76.66	127.32	200.99

Checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{l_{\max}} + h_d$$

$$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0,5 \quad H_{df} = T + T_w = 17$$

n	3	3.5	4	4.5
Hd	48.172	81.197	131.857	205.530
Hd/Hdf	2.834	4.776	7.756	12.090
hpw	0.41	0.41	0.41	0.41
Um	26.8462	36.5406	47.7266	60.4039
hpm	11.2306	20.8062	35.4944	56.8551

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 4.5

Untuk $L/D = 0.8$ dan $n = 4.5$:

$$A_o < A_a < A_c < A_t \rightarrow 0.434 < 9.155 < 10.3545 < 12.56$$

Checking entrainment

$$e = 0,22 (73/\sigma) (V_c/T_c)^{3,2}$$

$$U_c = V_{max}/A_c = 4,7046$$

$$T_c = 4,515$$

$$e = 0,30671$$

$$Y = e / (1 + e)$$

$$= 0,2347$$

E. Menentukan tinggi kolom

- 1) Tinggi total tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 26$$

$$\text{Tinggi total} = T \times (N - 1)$$

$$= 15 \times (26 - 1)$$

$$= 375 \text{ in} = 31,25 \text{ ft}$$

- 2) Tinggi ruang kosong di atas tray

Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray sebesar 2 ft

- 3) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid dalam kolom (H_L)

$$\text{Rate liquid} = 101550 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 44,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Asumsi waktu tinggal} = 5 \text{ menit} = 0,0833 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 12,56 \text{ ft}^2$$

$$H_L = (\text{Rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A)$$

$$= 15,257 \text{ ft}$$

- 4) Tinggi ruang kosong di atas liquid

Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquid sebesar 1 ft

- 5) Tebal tutup dan tinggi bejana

Asumsi: tutup atas = tutup bawah

$$P_{op} = 406 \text{ psia}$$

$$P_{des} = 1,5 \times P_{op}$$

$$= 558,716 \text{ psia} = 544,016 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_{des} \times d_o}{2 (f + 0,4 P_{des})} +$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,8 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 49,3 \text{ in} \quad (\text{OD standarisasi} = 48 \text{ in}) \\
 rc &= 42 \text{ in} \\
 icr &= 1 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Penentuan tinggi tutup

Digunakan tutup berbentuk tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 Rc &= 42 \\
 tha &= \frac{0,885 \quad Pd \quad rc}{2 (f - 0,1Pd)} + C \\
 &= 0,655 \text{ in (dstandarkan menjadi } 5/8 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} &= t + b + sf \\
 \text{Diambil sf} &= 2 \quad (\text{Brownell \& Young table 5.6}) \\
 \text{Maka nilai sf} &= 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \\
 icr &= 1 \frac{1}{2} \\
 BC &= 40,5 \text{ in} \\
 AB &= 19,5 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head (b)} &= Rc - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= 6,504 \text{ in} = 0,542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} \\
 OA &= tha + b + sf \\
 &= 3,17 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total kolom} &= 56,8413 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung berat tutup

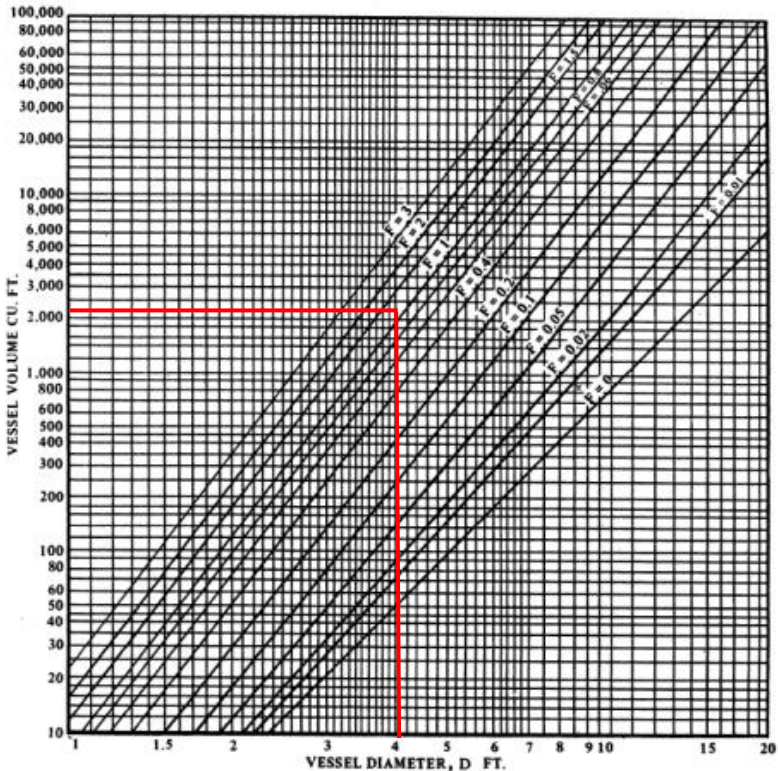
Menghitung diameter blanko untuk ketebalan $> 1 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 d &= OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t \\
 &= 56 \frac{7}{8} \\
 r \text{ steel} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Dennis Moss}) \\
 \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 \times tha) \times (r/1748) \\
 &= 445,7 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Deethanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe tray} &: \text{Cross flow sieve tray} \\
 \text{Kapasitas} &: 176,251 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

APENDIKS A



Dari grafik diatas dapat dilihat bahwa diameter tangki :
Diameter dalam (D_i) : 4 ft : 48 in

Perhitungan Tebal Vessel

P design : 110% P_{operasi}
: 3190.84049 psia
: 3176.14049 psig
P : 3176.14049 psi (tekanan dalam tangki)
D : 48 in
E : 1
R : $D/2$: 24 in
S : 20000 psi
C : 0.13 in

$$t_s = \frac{P.R_i}{(S.E-0.6 P)} + C$$

$$= 4.3378 \text{ in}$$

$$t_{s \text{ standard}} = 5 \text{ in}$$

Menentukan panjang pressure vessel

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= 17.253 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal head *pressure vessel*

$$t_h = \frac{P.L}{(2S.E-0.2 P)} + C$$

$$= 0.139 \text{ ft}$$

$$t_h = 1.67 \text{ in}$$

$$t_{h \text{ standard}} = 2 \text{ in}$$

Diameter luar (DO) *Pressure vessel*

$$D_o = D_i + 2 t_{\text{shell}}$$

$$= 53 \text{ in}$$

Perhitungan Berat Bejana

$$\text{Densitas Material} = 0.284 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Berat Bejana} = \rho \times \frac{4}{3} \times \pi (R - (R - t_s))^3$$

$$M = 148.63 \text{ lb}$$

BIODATA PENULIS



Jefry Novenanto lahir pada tanggal 6 November 1993 di Kediri, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 4 kota Kediri, penulis melanjutkan studi di jurusan D-III Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Alamat email : Novenantojefri@yahoo.co.id



Febrina BertyA.S lahir pada tanggal 20 Februari 1994 di Surabaya, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Kejuruan di SMK Farmasi Surabaya, penulis melanjutkan studi di jurusan D-III Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Alamat email : BertyK24ITS@gmail.com